

**Державна служба України з надзвичайних ситуацій
Національний університет цивільного захисту України
Кафедра прикладної механіки та технологій захисту
навколишнього середовища**

МАГІСТЕРСЬКА РОБОТА
другого (магістерського) рівня вищої освіти
за освітньою програмою «Техногенно-екологічна безпека»
спеціальність 183 «Технології захисту навколишнього середовища»
галузь знань 18 «Виробництво та технології»

за темою: Розробка технології захисту навколишнього середовища при
виробництві аміаку (на прикладі ПАТ «Дніпроазот»)
(назва теми за наказом)

РОЗРАХУНКОВО–ПОЯСНЮВАЛЬНА ЗАПИСКА

НУЦЗУ.з18.5.11.ПМтаТЗНС.РПЗ-01
(шифр)

Керівник

Завідувач кафедри ПМ та ТЗНС
(посада, вчений ступінь, звання, спеціальне звання)
канд. техн. наук, доцент

Володимир КОЛОСКОВ

(Власне ім'я ПРІЗВИЩЕ)

« _____ » _____ 20__ р.

Випускник

Слухач групи ЗМТЗ-18
курсант (студент, слухач)

(звання)

Марина ГОРБУЛЯ

(Власне ім'я ПРІЗВИЩЕ)

« _____ » _____ 20__ р.

Харків – 2020 р.

АНОТАЦІЯ

Кваліфікаційна робота: 118 стор., 7 рис., 18 табл., 27 джерел.

Об'єкт дослідження – забруднення атмосферного повітря викидами зі вмістом хлору підприємствами хімічної промисловості (на прикладі ПАТ «Дніпроазот»).

Предмет дослідження – методи та засоби очищення викидів зі вмістом хлору у хімічному виробництві.

Мета дипломної роботи – підвищення рівня екологічної безпеки виробничого процесу ПАТ «Дніпроазот» шляхом вдосконалення систем очищення газових викидів підприємства від хлору.

Практична цінність та результати роботи – проведені автором теоретичні дослідження та розрахунки дозволяють зробити висновок про доцільність використання методу абсорбції чотирихлористим вуглецем для очищення газів від хлору.

Подальшого розвитку набули наукові основи методу очистки викидів в атмосферне повітря підприємствами хімічної промисловості, а саме очищення викидів зі вмістом хлору.

Здійснено еколого-економічний розрахунок впровадження розробленої системи очищення газів від хлору на підприємстві.

Впровадження результатів роботи у практичну діяльність ПАТ «Дніпроазот» дозволить забезпечити нормативний рівень негативного впливу його виробничої діяльності на навколишнє природне середовище.

ТЕХНОЛОГІЇ ЗАХИСТУ, НАВКОЛИШНЄ СЕРЕДОВИЩЕ, АМІАК, ХЛОР, СИСТЕМА ОЧИЩЕННЯ, АБСОРБЕР.

ABSTRACT

Qualification work: 118 pages, 7 figures, 18 tables, 27 sources.

The object of the study is air pollution by emissions with chlorine content by chemical industry enterprises (for example, PJSC "Dniproazot").

The subject of research is methods and means of cleaning emissions with chlorine content in chemical production.

The purpose of the thesis is to increase the level of environmental safety of the production process of PJSC "Dniproazot" by improving the systems of purification of gas emissions from chlorine.

Practical value and results of work – the theoretical researches and calculations carried out by the author allow to draw a conclusion about expediency of use of a method of absorption by carbon tetrachloride for purification of gases from chlorine.

The scientific bases of the method of purification of emissions into the air by the enterprises of the chemical industry, namely purification of emissions with chlorine content, have been further developed.

The ecological and economic calculation of the implementation of the developed system of chlorine gas purification at the enterprise has been carried out.

The implementation of the results of work in the practical activities of PJSC "Dniproazot" will ensure the regulatory level of the negative impact of its production activities on the environment.

PROTECTION TECHNOLOGIES, ENVIRONMENT, AMMONIA, CHLORINE, CLEANING SYSTEM, ABSORBER.

ЗМІСТ

ВСТУП	7
1 ОЦІНКА ВПЛИВУ ПАТ «ДНІПРОАЗОТ» НА НАВКОЛИШНЄ ПРИРОДНЕ СЕРЕДОВИЩЕ	9
1.1 Загальна характеристика району розміщення об'єкта	9
1.2 Загальна характеристика ПАТ «ДніпроАзот» та його техніко-економічний рівень	11
1.3 Характеристика продукції, що виробляється.....	15
1.4 Характеристика екологічної ситуації на ПАТ «ДніпроАзот».....	18
1.5. Специфіка технології природоохоронних виробничих процесів	27
2 РОЗРОБКА СИСТЕМИ ЗАБЕЗПЕЧЕННЯ ЕКОЛОГІЧНОЇ БЕЗПЕКИ ПІДПРИЄМСТВА	34
2.1 Парова конверсія природного газу (схема №1)	34
2.2 Компримування і сіркоочищення природного газу (схема №1).....	38
2.3 Очистка конвертованного газу від CO ₂ (схема №2).....	43
2.4 Тонке очищення газу від окису і двоокису вуглецю (метанування). Схема №2	53
2.5 Синтез аміаку і аміачне охолодження (схема №3).....	56
2.6 Скидання газів з повітряників і запобіжних клапанів.....	65
2.7 Технологічна схема видачі та зберігання рідкого аміаку	67
2.8 Короткий опис вузлів утворення і каналізації стічних вод	81
3 ДОСЛІДЖЕННЯ ТЕХНОЛОГІЙ ЗАХИСТУ НАВКОЛИШНЬОГО СЕРЕДОВИЩА ВІД НЕГАТИВНОГО ВПЛИВУ ПАТ «ДНІПРОАЗОТ»	89
3.1 Характеристика гіпохлориту натрію та його вплив на людину.....	89
3.2 Характеристика методу абсорбції	90
3.3 Розрахунок абсорберів.....	93

3.4 Удосконалення системи очищення викидів при виробництві гіпохлориту натрію	94
3.5 Апарати для абсорбції газових компонентів.....	97
4 АНАЛІЗ І ОБГРУНТУВАННЯ ЕКОНОМІЧНОЇ ДОЦІЛЬНОСТІ ВПРОВАДЖЕННЯ РЕЗУЛЬТАТІВ РОБОТИ	108
4.1 Поняття і зміст економічної ефективності	108
4.2 Розрахунок економічної ефективності впровадження запропонованих заходів	110
4.3 Екологічна політика підприємства.....	113
ВИСНОВКИ.....	115
СПИСОК ДЖЕРЕЛ ПОСИЛАННЯ.....	116

ВСТУП

Актуальність теми. Захист навколишнього середовища від шкідливих викидів є однією з найважливіших проблем сучасності, так як зростання промислового виробництва і подальше збільшення викидів шкідливих речовин в атмосферу може спричинити серйозні наслідки глобального характеру.

Розвиток сучасної економічної бази міст супроводжується підвищенням концентрації, кооперування, інтенсифікації виробничого процесу промислових підприємств. Наслідком стрімкого зростання виробництва є забрудненість атмосфери.

Основні джерела промислового забруднення – підприємства чорної і кольорової металургії, комплекси хімічних, підприємств, а також підприємства з виробництва будівельних матеріалів.

З огляду на те, що в цехах підприємства ПАТ «Дніпроазот» функціонує значна кількість джерел викидів забруднюючих речовин в атмосферне повітря, виникає необхідність в підвищенні ефективності очищення газів, що відходять.

Об'єкт дослідження – забруднення атмосферного повітря викидами зі вмістом хлору підприємствами хімічної промисловості (на прикладі ПАТ «Дніпроазот»).

Предмет дослідження – методи та засоби очищення викидів зі вмістом хлору у хімічному виробництві.

Мета і завдання. Метою дослідження є підвищення рівня екологічної безпеки виробничого процесу ПАТ «Дніпроазот» шляхом вдосконалення систем очищення газових викидів підприємства від хлору.

Для досягнення поставленої мети необхідно вирішити наступні завдання:

1. Проаналізувати існуючі методи очищення викидів в атмосферу підприємствами хімічної промисловості на прикладі ПАТ «ДніпроАзот».

2. Удосконалити методи очищення викидів зі вмістом хлору в атмосферне повітря підприємствами хімічної промисловості.

3. Економічно обґрунтувати доцільність застосування запропонованого методу очистки викидів в навколишнє природне середовище, а саме в атмосферне повітря.

4. Провести апробацію удосконаленого методу очищення викидів в атмосферне повітря підприємствами хімічної промисловості.

Наукова новизна одержаних результатів полягає в наступному:

Подальшого розвитку набули наукові основи методу очистки викидів в атмосферне повітря підприємствами хімічної промисловості, а саме очищення викидів зі вмістом хлору.

Практичне значення одержаних результатів. Проведені автором теоретичні дослідження та розрахунки дозволяють зробити висновок про доцільність використання методу абсорбції чотирихлористим вуглецем для очищення газів від хлору.

Впровадження результатів роботи у практичну діяльність ПАТ «Дніпроазот» дозволить забезпечити нормативний рівень негативного впливу його виробничої діяльності на навколишнє природне середовище.

Апробація результатів дослідження. Основні положення магістерської роботи опубліковано у тезисах доповіді у збірнику Міжнародної наукової конференції «DEVELOPMENT OF MODERN SCIENCE UNDER GLOBAL CHANGES» (м. Рига, Латвія, 2020).

Структура та обсяг роботи. Магістерська робота містить вступ, чотири розділи, висновки, список літератури. Повний обсяг магістерської роботи становить 118 сторінок, обсяг основного тексту роботи – 106 сторінок. Робота містить 7 рисунків, 18 таблиць, список літератури з 27 найменувань на 3 сторінках.

1 ОЦІНКА ВПЛИВУ ПАТ «ДНІПРОАЗОТ» НА НАВКОЛИШНЄ ПРИРОДНЕ СЕРЕДОВИЩЕ

1.1 Загальна характеристика району розміщення об'єкта

Досліджуваний регіон розташований в степовій зоні південних схилів Придніпровської височини [1 – 3]. Територія області – 31,92 тис. км², що складає 5,3 % території країни. Адміністративний центр області – місто Дніпро розташоване по обох берегах річок Дніпро та Самара. В області близько 1,5 тисячі водойм та ставків площею понад 26 тисяч гектарів. На півдні територія області омивається водами Каховського водосховища.

Ландшафт переважно рівнинний. З північного заходу на південний схід область перетинає ріка Дніпро, до басейну якої належать її притоки – Оріль, Самара із Вовчою, Мокра Сура, Базавлук, Інгулець із Саксаганню та інші.

Клімат району помірно–континентальний і характеризується спекотним (іноді посушливим) влітку і відносно холодною зимою. Середня річна температура в межах +7 – +9 °С. Найхолодніший місяць – січень (–5 – (–7) °С), найтепліший – липень (+22 – +23 °С) [1 – 3, 6 – 7].

Основна кількість опадів випадає в теплу пору року і становить 334 мм. Влітку опади носять переважно зливовий характер і максимальна кількість опадів за добу може скласти 82 мм.

Протягом року спостерігається за середніми багаторічними даними станцій Дніпропетровської області від 45 до 75 днів з туманом. Переважають південні, південно–західні і північно–східні напрямки вітру. Кількість сонячних днів складає в середньому 240 днів на рік.

Найбільша кількість штилів спостерігається в літні місяці.

Метеорологічні характеристики і коефіцієнти, що визначають умови розсіювання забруднюючих речовин в атмосфері р Кам'янське, представлені в таблиці 1.1.

В даному районі об'єкти природно–заповідного фонду відсутні.

Таблиця 1.1 – Метеорологічні характеристики і коефіцієнти, що визначають умови розсіювання забруднюючих речовин в атмосфері м. Кам'янське

Найменування характеристик	Величина
Коефіцієнт, що залежить від стратифікації атмосфери, А	200
Коефіцієнт рельєфу місцевості в місті	1
Середня температура зовнішнього повітря найбільш жаркого місяця року (VII), t °С	21,2
Середня температура повітря найбільш холодного місяця року (I), °С	-4,6
Середня максимальна температура самого жаркого місяця року, °С	26,5
Середня мінімальна температура найхолоднішого місяця року, °С	-7,3
Швидкість вітру (за середніми багаторічними даними), повторюваність перевищення якої складає 5%, U м/сек	9 – 10
Середня річна швидкість вітру, м/с	3,5
Середньорічна роза вітрів,%:	
– Пн	10,8
– Пн–Сх	11,9
– Сх	12,4
– Пд–Сх	9,7
– Пд	17,4
– Пд–Зх	11,2
– Зх	10,4
– Пн–Зх	16,2
– штиль	11,2

В районі розміщення проєктованих об'єктів рослинний і тваринний світ представлений типовими для міської місцевості видами. Практично вся рослинність має штучне походження [2 – 5].

Серед деревної рослинності найбільш поширені: акація біла, каштан, тополя пірамідальна, ясен, липа серцелиста, різні сорти яблунь і слив, верба біла та ін. В трав'янистої рослинності переважають: амброзія, різні види полину, кульбаба, суріпиця, конюшина трилистий, подорожник і ін.

Тваринний світ міста має високе техногенне навантаження і надзвичайно бідний. Головним чином це деякі види гризунів, плазунів, земноводних, комах і деякі види птахів. В останні роки в зв'язку загальним поліпшенням екологічної обстановки в парках міста і на території підприємства з'явилися білки і зайці.

1.2 Загальна характеристика ПАТ «ДніпроАзот» та його техніко-економічний рівень

«ДніпроАзот» – одне з найбільших підприємств хімічної та нафтохімічної промисловості України, офіційно введене в експлуатацію 18 квітня 1938 року.

В даний час в номенклатурі ПАТ «ДніпроАзот» представлені аміак, мінеральні добрива, сода каустична, хлор рідкий і газоподібний, гіпохлорид натрію, кислота соляна, рідка вуглекислота, широкий асортимент товарів побутової хімії (рисунок 1.1 і 1.2).

ПАТ «ДніпроАзот» – це десятки цехів, які є єдиним промисловим механізмом у виконанні виробничих і комерційних завдань. Вироблена продукція: карбамід, аміак, сода каустична, соляна кислота, КМЦ всіх марок і модифікацій, користуються постійним попитом у сільському господарстві, хімічній і енергетичній галузях, в металургії і машинобудуванні. Виробництво і постачання хлору і гіпохлориту натрію багато років забезпечують провідну роль в системі забезпечення чистою водою населення і підприємств України. Управління по виробництву товарів народного споживання ПАТ «ДніпроАзот» виробляє сучасні товари для домашнього господарства: різноманітний асортимент господарських виробів із пластмас; миючих, чистячих та відбілюючих засобів; мінеральних добрив для присадибних господарств; одноразового посуду; клею для шпалер. Поєднання сучасних технологій з високою якістю, доступні ціни на

продукцію допомагають на практиці забезпечувати добробут в кожному домі.

Проектна потужність виробництва– 450 тис. тон аміаку на рік.

Кількість технологічних ліній – 1.



Рисунок 1.1 – Зовнішній вигляд ПАТ «ДніпроАзот» [7]

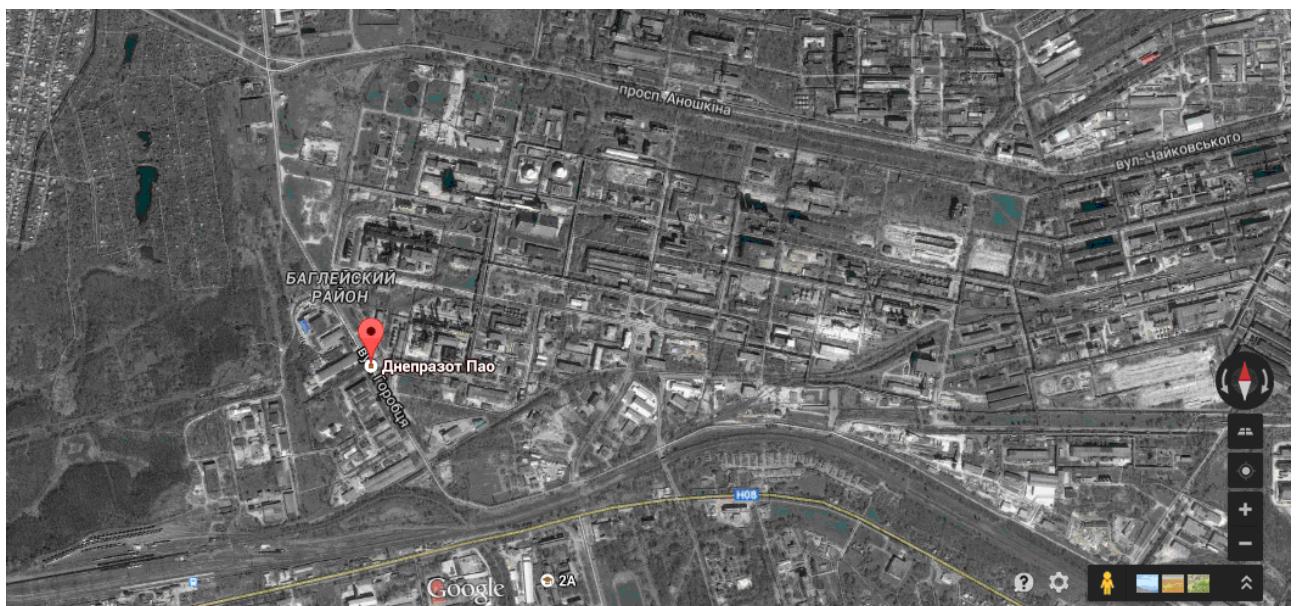


Рисунок 1.2 – Карта розміщення ПАТ «ДніпроАзот»

Технологічний процес складається з наступних стадій:

- гідрування органічних сіроз'єднань, наявних у вихідному природному газі, на алюмокобальтмолібденовому каталізаторі;
- поглинання сірководню на окисноцинковому поглиначі;
- парова каталітична конверсія природного газу для отримання

конвертованого газу;

- пароповітряна каталітична конверсія метану в водень, окис і двоокис вуглецю;
- високотемпературна і низькотемпературна конверсія окису вуглецю в двоокис вуглецю;
- очищення конвертованого газу від двоокису вуглецю;
- тонке очищення газу від окису двоокису вуглецю (метанування);
- компресія синтез-газу до тиску близько 33 МПа (339 кг/см²) трьох корпусним відцентровим компресором з приводом від парової турбіни;
- отримання аміаку з синтез-газу.

Генеральний проектувальник – Дніпродзержинська філія ГИАП.

Проектувальник технологічної частини – фірма "Тойо Інжинринг Корпорейшен" (ТЕС, Японія).

Технологічний процес розроблений американською фірмою "Келлог".

Реконструкція агрегату не проводилася.

У 2018 році вироблено товарної продукції на суму 2,4 млрд. грн. По відношенню до 2019 року зростання склало 2,2%.

План–схема розміщення цехів ПАТ «ДніпроАзот» представлена на рисунку 1.3.

Проектна і встановлена потужність основного виробництва становить:

- виробництво аміаку з природного газу – 450 тис. т/рік;
- виробництво карбаміду – 330 тис. т/рік по кожній установці;
- виробництво соди каустичної – 67896 т/рік (в перерахунку на 100% NaOH).

До складу структурних одиниць підприємства входять:

- цех соди каустичної;
- цех рідкого хлору і соляної кислоти;
- цех синтезу аміаку з природного газу № 1–Б;
- цех переробки аміаку;
- цех виробництва карбаміду–1;
- цех виробництва карбаміду–2;

– управління по виробництву товарів народного споживання;

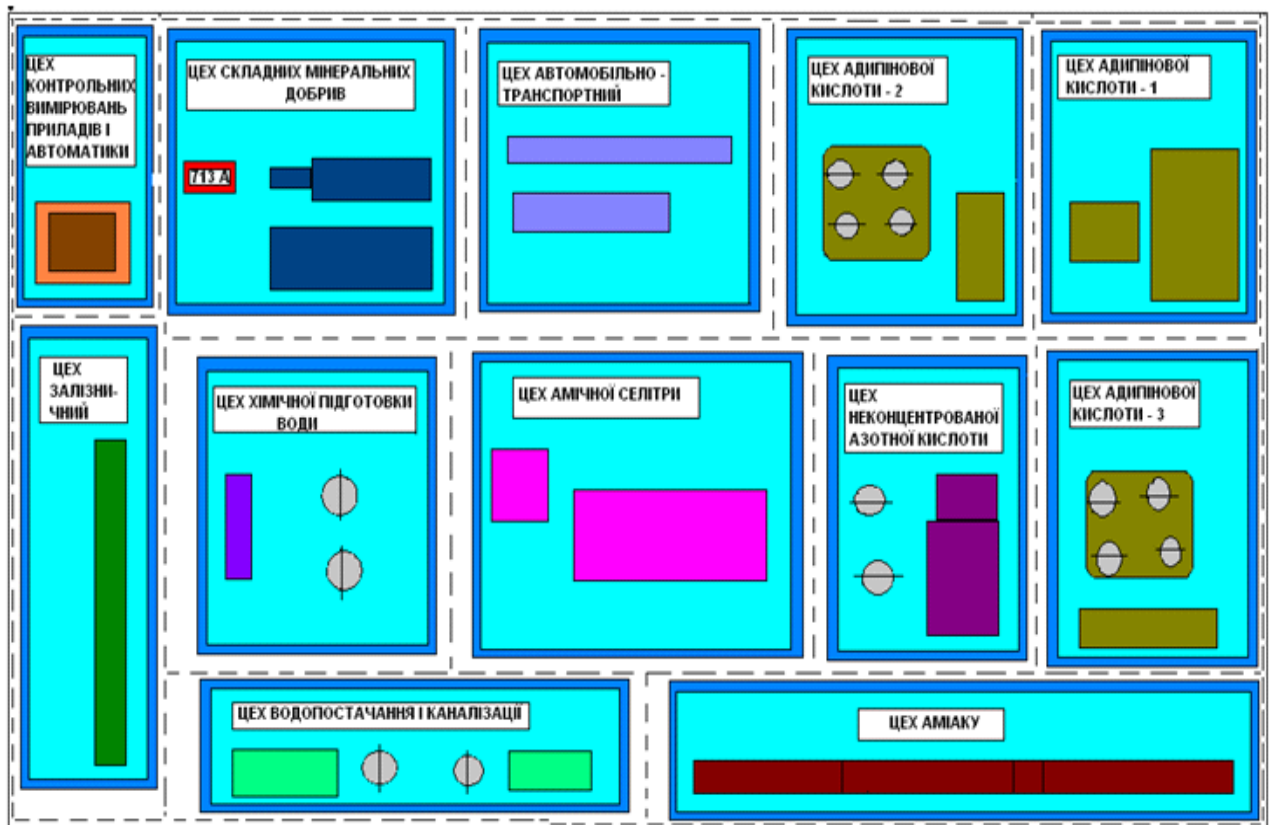


Рисунок 1.3 – План-схема розміщення підприємства ПАО «ДніпроАзот»

- цех розподілу повітря;
- ремонтне управління;
- теплоелектроцентраль;
- виробничо-господарське управління;
- управління автоматики і зв'язку;
- енергетичне управління;
- залізничний цех;
- автотранспортний цех;
- центральна лабораторія;
- управління забезпечення товарами;
- управління будівельно-монтажних і ремонтних робіт;
- воєнізована газорятувальна служба (ВГРС);
- воєнізована охорона (ВОХР);

- відділ автоматизованих систем управління (ВАСУП);
- відділ технічного контролю (ВТК).

Виробнича програма підприємства за 2019 рік надано в таблиці. 1.2.

Таблиця 1.2 – Виробнича програма підприємства за 2019 рік

№ п/п	Найменування продукції	Продуктивність, т
1	Аміак синтетичний	468392
2	Карбамід	698843
3	Сода каустичена	67551
4	Хлор рідкий	46340
5	Кислота соляна синтетична	43807
6	Клей КМЦ	197
7	Листовий полістирол	298
8	Тарілки, млн. шт.	45
9	Стакани, млн. шт.	217

1.3 Характеристика продукції, що виробляється

Продуктом виробництва є синтетичний аміак. Синтетичний рідкий аміак за якістю повинен відповідати вимогам ГОСТ 6221-90. «Аміак рідкий, технічний «Технічні умови». В таблиці 1.3 представлені характеристики виробничої продукції.

Таблиця 1.3 – Характеристики виробничої продукції

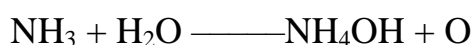
№	Найменування показника	Норма для марки		
		А	А _к	Б
1.	Масова частка аміаку,%, не менше	99,9	99,6	99,6
2.	Масова частка азоту,%, не менше	–	82	82
3.	Масова частка води/ залишок після випаровування/,%	–	0,2 – 0,4	0,2 – 0,4
4.	Масова частка води / метод Фішера /,%, не більше	0,1	–	–

5.	Масова концентрація масла, мг/дм ³ , не більше	2	2	8
6.	Масова концентрація заліза, мг/дм ³ , не більше	1	1	2
7.	Загальна частка загального хлору, млн ⁻¹ мг/кг, не більше	–	0,5	–
8.	Масова частка оксиду вуглецю / IV / млн ⁻¹ / мг/кг /, не більше	–	30 ± 10	–
Примітка. Допускається масова частка води в рідкому аміаку марки А _к , який транспортується в цистернах, і марки Б менш 0,2% і доведення її до 0,2 – 0,4% на припортових заводах.				

Основні фізико-хімічні властивості аміаку представлені в таблиці 1.4.

Синтетичний аміак – хімічна формула NH₃. Відносна молекулярна маса – 17. Рідкий аміак – безбарвна прозора рідина з різким запахом.

Аміак добре розчинний у воді, утворюючи гідрат окису амонію:



При температурі 20 °С і 101325 Па (760 мм рт. ст.) в одному об'ємі води розчиняється 695 об'ємів аміаку.

Аміак водний – безбарвна прозора рідина з різким запахом. Щільність при температурі 25 °С і тиску 101325 Па (760 мм рт. ст.) дорівнює 900 кг/м³.

При нагріванні рідкого аміаку, сильно зростає тиск парів над рідиною, так:

при 0 °С тиск парів дорівнює 0,44 МПа (4,4 кгс/см²);

при 10 °С тиск парів дорівнює 0,63 МПа (6,3 кгс/см²);

при 20 °С тиск парів дорівнює 0,87 МПа (8,7 кгс/см²);

при 50 °С тиск парів дорівнює 2,07 МПа (20,7 кгс/см²)

Температура самозаймання з повітрям дорівнює 650.

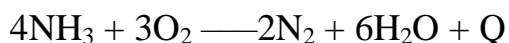
Межа вибуховості повітряної суміші з об'ємною часткою аміаку при 20 °С і атмосферному тиску: нижній – 15,0%; верхній – 28,0%.

Таблиця 1.4 – Фізико-хімічні властивості

Найменування властивостей / константа /, одиниця виміру	Значення фізичних величин з відносинами	Джерело інформації
Температура, при якій газоподібний аміак перетворюється в рідкий / при атмосферному тиску/, °С	– 33,4	
Температура затвердіння у вигляді кристалів кубічної форми, °С	– 78 °С	Андрєєв Ф.Л, Козлов і ін. «Технологія зв'язаного азоту»
Щільність рідкого аміаку, кг/м ³	681,4	Видавництво «Хімія» Москва, 1966 р
Критична температура аміаку, °С	132,4	М. Позик, «Розрахунки по технології неорганічних речовин»
Критична тиску, МПа (кгс/см ²)	11,15 (111,5)	Видавництво «Хімія», 1977 р
Молекулярна теплоємність аміаку при атмосферному тиску і 25°С, КДж/моль·К (ккал/моль °С)	35,66 (3,523)	В.І. Перельман «Короткий довідник хіміка». Видавництво «Хімія», 1964 року
Молярна теплота випаровування при мінус 33,4 °С КДж/моль (ккал/моль)	22,37 (5,581)	

Температура розкладання аміаку на азот і водень: без каталізатора – 1200 і вище; в присутності каталізатора – 300.

У присутності кисню відбувається горіння аміаку по реакції:



Газоподібний аміак – безбарвний газ з різким специфічним запахом.

Щільність при 0 °С і 101235 Па (760 мм рт. ст.) – 0,771 кг/м³.

Аміак має токсичні властивості. Попадання аміаку в організм викликає запаморочення, нудоту, тобто легке отруєння, у великих кількостях викликає

задуху і набряк легенів. Попадання рідкого аміаку на шкіру викликає сильні опіки.

Допустима масова концентрація аміаку в робочому приміщенні 20 мг/м³.

Область застосування. Синтетичний аміак застосовується в хімічній промисловості для одержання мінеральних добрив (карбаміду, амселітри), вибухових речовин, азотної кислоти, барвників, як холодного агента в установках для отримання лікарських препаратів, в сільському господарстві як добриво у вигляді водного розчину (амвода) і в рідкому вигляді.

Характеристика вихідної сировини, матеріалів та напівпродуктів приведена в таблиці 1.5.

1.4 Характеристика екологічної ситуації на ПАТ «ДніпроАзот»

Джерелами викидів в атмосферу від виробництва гіпохлориту натрію є вихлопна труба вентиляторів, через яку викидаються гази з вмістом хлору. При прогнозуванні оцінки зміни стану атмосферного повітря, оцінені результуючі дані викидів і концентрації шкідливих речовин в приземному шарі атмосфери на існуючий стан, і після здійснення введення в експлуатацію виробництва гіпохлориту натрію. В результаті розсіювання, концентрації шкідливих речовин не перевищують гранично–допустимі норми в атмосферному повітрі населених місць. Розроблено заходи щодо забезпечення зниження викидів шкідливих речовин, аж до зупинки роботи технологічного обладнання в разі виходу з ладу газоочисних пристроїв і при прогнозі і настанні несприятливих метеорологічних умов. У прилеглому районі зони відпочинку відсутні. Таким чином, газові викиди запроєктованого виробництва не змінять характер використання прилеглої території і не завдаватимуть шкідливого впливу на здоров'я населення прилеглих територій.

Таблиця 1.5 – Характеристика вихідної сировини, матеріалів та напівпродуктів

№	Найменування сировини, матеріалів, напівпродуктів	Державний або галузевий стандарт, технічні умови, регламент або методика на підготовку сировини	Показники, обов'язкові для перевірки	Регламентовані показники допустимими відхиленнями
1.	Природний газ	ГОСТ 5542–87	Об'ємна частка метану, %	Не менше 85,9
			Об'ємна частка двоокису вуглецю, %	Не більше 0,69
			Об'ємна частка азоту, %	Не більше 5,5
			Масова концентрація сірки (загальна) мг/м ³	Не більше 80
			(Обсяг газу приведений до умов 0 °С, 101325 Па)	
			Теплота згоряння нижча, МДж/м ³ (ккал/м ³)*	Не менше 33,52 (8000)
			Тиск на вході в цех, МПа (кгс/см ²)**	0,8 – 1,4 (8 – 14)
2.	Повітря технологічне		Масова концентрація сірки/ загальна/ г/м ³	Не більше 5 – 10 ⁻⁵
			Масова концентрація хлору і інших галоїдів/ в перерахунку на хлор/, г/м ³	Не більше 1 – 10 ⁻⁵

Продовження таблиці 1.5

			Масова концентрація фосфору/ в перерахунку на PO^4 /, г/м ³	Не більше $5 - 10^{-5}$
			Масова концентрація масел і механічних домішок	Відсутня
3.	Каталізатор алюмокобальт-молібденовий гранульований	ТУ 38101194-77	Масова частка кобальту в перерахунку на CaO,%	Не менше 4,0
			Масова частка молібдену в перерахунку на MoO ₃ ,%	Не менше 12,0
			Масова частка пилу і крихти,%	Не більше 2,5
4.	Цинковий поглинач для очищення газів від сірчистих сполук ГИАП-10	ТУ 113-03-2002-86	Масова частка цинку в перерахунку на 0, на прокалювану речовину,%	Не менше 94,0
			Масова частка пилу і крихти,%	Не більше 4
5.	Каталізатор парової і паровуглекислотної конверсії вуглеводнів в трубчастих печах/ ГИАП-16/	ТУ 113-03-352-87	Масова частка нікелю в перерахунку на N10,%	$26,5 \pm 1,5$
			Масова частка кальцію в перерахунку на CaO,%	$Не 10,0 \pm 2,0$
			Масова частка алюмінію в перерахунку на Al ₂ O ₃ , %	Не менше 57,0

Продовження таблиці 1.5

6.	Каталізатор ГИАП 3-6Н нікелевий для конверсії газоподібних вуглеводнів	ТУ 113-03-313-85	Масова частка нікелю в перерахунку на N10,%	6 – 9
7.	Каталізатор залізохромовий середньо-температурної конверсії окису вуглецю (СТК- 2-5)	ТУ 113-03-317-86	Масова частка заліза в перерахунку на Fe ₂ O ₃ ,%	Не менше 87,0
			Масова частка хрому в перерахунку на Cr ₂ O ₃ , %	Не менше 6,5
8.	Каталізатор низько- температурної конверсії окису вуглецю НТК-4	ТУ 113-03-399-82	Масова частка міді в перерахунку на CuO, %	54,0 ± 3,0
			Масова частка хрому в перерахунку на Cr ₂ O ₃ , %	14,0 ± 1,5
			Масова частка цинку в перерахунку на n0, %	11,0 ± 1,5
			Масова частка алюмінію в перерахунку на Al ₂ O ₃ , %	19,5 ± 2,0
9.	Каталізатор метанування МК- 4А	ТУ 113-03-398-87	Масова частка нікелю в перерахунку на N10,%	35,0 ± 3,0
			Масова частка кальцію в перерахунку на CaO,%	10,0 ± 1,0
			Масова частка алюмінію в перерахунку на Al ₂ O ₃ , %	Не менше 47,0

Продовження таблиці 1.5

			Масова частка пилу і крихти, %	Не більше 3,0
10.	Каталізатор синтезу аміаку СА–ІВ/ подрібнений/	ОСТ 113–03–71–78	Масова частка заліза, %	Не менше 72
			Масова частка калію в перерахунку на K_2O , %	0,8 – 1,3
			Масова частка алюмінію в перерахунку на Al_2O_3 , %	3,5 – 5,2
			Масова частка кальцію в перерахунку на CaO , %	2,5 – 4,0
СА–2М		ТУ 113–03–394–88	Масова частка закислого заліза/ FeO /, %	31 – 38
			Масова частка калію в перерахунку на K_2O , %	0,7 – 1,0
			Масова частка алюмінію в перерахунку на Al_2O_3 , %	2,5 – 3,5
			Масова частка кальцію в перерахунку на CaO , %	2,0 – 3,0
			Масова частка ванадію в перерахунку на V_2O_5 , %	0,5 – 1,25
			Масова частка магнію в перерахунку на MoO , %	0,5 – 1,5

Продовження таблиці 1.5

11.	Калій вуглекислий, "чда" або калі їдкий	згідно проекту	Масова частка іонів хлору,%	Не більше 0,001
12.	Діетаноламін	ТУ 6-09-2652-86	Масова частка основної речовини / в перерахунку на діетаноламін /,%	Не менше 98
13.	П'ятиокис ванадію марки "хч" або "чда"	ТУ 6-09-4093-78	Згідно з технічними умовами	
14.	Інгібітор піноутворення лапролу 1601-2-50-Б	ТУ 6-05-1682-83	Згідно з технічними умовами	
15.	Тринатрієвий фосфат	ГОСТ 201-76	Відповідність ГОСТ	
16.	Гідразин-гідрат технічний	ГОСТ 19503-88	Відповідність ГОСТ	
17.	Алюмогель/ адсорбент для осушення повітря КВП /	ГОСТ 8136-85	Відповідність ГОСТ	
18.	Активоване вугілля АР-3	ГОСТ 8703-74	Відповідність ГОСТ	
19.	Азотоводнева суміш з мережі об'єднання/ високого тиску/	-	Об'ємна частка водню, %	Не менше 70
			Об'ємна частка азоту, %	Не більше 30
20.	Азот чистий низького тиску	ГОСТ 9293-74	Об'ємна частка кисню,%	Не більше 0,2
			Масова концентрація масла, вологи	Відсутнє
21.	Азот чистий високого тиску	ГОСТ 9293-74	Об'ємна частка кисню, %	Не більше 0,1
			Масова концентрація масла	Відсутнє

Продовження таблиці 1.5

22.	Масло турбінне Тп–22	ГОСТ 9972–74	В'язкість кінематична, мм ² /с при 50 °С	28,8 – 35,2
			Кислотне число, масова частка КОН в маслі	Не більше 0,05
			Температура спалаху у відкритому тиглі, °С	Не нижче 186
			Масова частка механічних домішок	Відсутнє
			Масова частка водорозчинних кислот і лугів	Відсутнє
			Масова частка сірки в базовому маслі,%	Не більше 0,3
			Масова частка води	Відсутнє
23.	Масло компресорне Кп–8	ТУ 38–101543–8	В'язкість кінематична, мм ² /с при 50 °С	32 – 47
			Кислотне число, масова частка КОН в маслі	Не більше 0,02
			Температура спалаху у відкритому тиглі, °С	Не нижче 200
			Масова частка механічних домішок	Відсутнє
			Масова частка води	Відсутнє

Закінчення таблиці 1.5

			Масова частка сірки в базовому маслі, %	Не більше 0,2
24.	Індустріальне І–50А або І–40А, І–20А	ГОСТ 20799–88	Відповідність ГОСТ	
25.	ЦИАТИМ–20І	ГОСТ 6267–74	Відповідність ГОСТ	
26.	Солідол синтетичний	ГОСТ 4366–76	Відповідність ГОСТ	
27.	Веретенне АУ	ОСТ 38, 101412-86	Відповідність ГОСТ	
28.	Глибоко-обезсолена вода (демінералізована) для отримання пара	–	Масова концентрація ІО ₂ , мг/дм ³	Не більше 0,02
			рН	6,8 – 7,2
			Електропровідність, мкм/см	Не більше 0,5
29.	Пара з мережі об'єднання	–	Тиск на вході в цех, Мпа (кг/см ²)	0,8 – 1,3 (8 – 13)
			Температура	280 – 300 °С
30.	Частково-обезсолена вода для підживлення водообігового циклу	–	рН	7,5 – 9
			Електропровідність, мкм/см	Не більше 10
* Обсяг газу приведений до нормальних умов.				
** Під терміном «тиск» мається на увазі «надлишковий тиск».				

Рішення з водопостачання та водовідведення виробництва гіпохлориту натрію прийняті з урахуванням діючих на майданчику ПАТ «ДніпроАЗОТ» систем водопостачання і каналізації. Технологічні стічні води не утворюються. Проектом не передбачається збільшення чисельності обслуговуючого персоналу по підприємству, тому витрата води питної якості на ПАТ «ДніпроАЗОТ» залишиться на існуючому рівні.

Проектом передбачається збільшення чисельності працюючих в цеху рідкого хлору і соляної кислоти (у зв'язку з необхідністю обслуговування виробництва гіпохлориту натрію) на 9 осіб. У зв'язку з цим витрата води на господарсько–побутові цілі та цілі техніки безпеки, а також кількість побутових стічних вод в цеху соди каустичної збільшиться.

Побутові стічні води відводяться в існуючу мережу побутової каналізації. Стоки від ванни самопомоги і раковини самопомоги використовуються для розведення луку і для подальшого приготування гіпохлориту марки «Б».

Дощові води з території вузла промивки ж/д цистерн скидаються в існуючу мережу кислотно–лужної каналізації.

З огляду на зазначені показники, зона впливу стічних вод виробництва гіпохлориту натрію незначна і обмежується побутовою і кислотно–лужною каналізацією ПАТ «ДніпроАЗОТ».

Тверді і пастоподібні відходи при експлуатації установки виробництва гіпохлориту натрію не утворюються.

Рідкі відходи у вигляді промивних вод після промивки технологічного обладнання, що представляють собою розчин натрію хлориду, що випадає в осад з розчину соди каустичної з масовою часткою NaOH 46%, одержуваного з цеху соди каустичної, подають насосом в цех соди каустичної для подальшої утилізації.

Установка виробництва гіпохлориту натрію із західного боку корп. 908 на вільних площах. Для прокладки технологічних і електричних комунікацій використовується існуюча естакада з південного боку корпусу.

Всі об'єкти господарської діяльності розміщуються в межах існуючої проммайданчика ПАТ «ДніпроАЗОТ», тому додаткове відведення землі не потрібно.

При будівництві і експлуатації установка виробництва гіпохлориту натрію природні територіальні комплекси не порушуються і проведення заходів по рекультивації не потрібно.

Саме хімічне забруднення завдає ПАТ «ДніпроАзот». Найбільш небезпечно для природних екосистем і людини хімічне забруднення, поставляє в навколишнє середовище різні токсиканти–аерозолі, хімічні речовини, важкі метали, пестициди, пластмаси, поверхнево–активні речовини та ін.

Більшість органічних напівпродуктів і кінцева продукція, що застосовується або вироблена в галузях хімічної промисловості, виготовляється з обмеженого числа основних продуктів нафтохімії.

При переробці сирової нафти або природного газу на різних стадіях процесу, наприклад, перегонці, каталітичному крекінгу, видалення сірки і алкілування, виникають як газоподібні, так і розчинені у воді і скидаються в каналізацію відходи. До них відносяться залишки і відходи технологічних процесів, що не піддаються подальшій переробці. Ці відходи є одним з основних джерел хімічного забруднення.

1.5. Специфіка технології природоохоронних виробничих процесів

Очищення і утилізація стічних вод ПАТ «ДніпроАЗОТ» – найбільший в Україні виробник реагентів для знезараження води – хлору, гіпохлориту натрію марки А і гіпохлориту натрію технічного. Гіпохлорит марки А використовується для знезараження питної води, технічний – для знезараження стічної води.

У цеху рідкого хлору і соляної кислоти постійно розробляються заходи по збільшенню випуску гіпохлориту, впроваджуються заходи щодо вдосконалення процесу виробництва і поліпшення якості продукту.

Для функціонування установки виробництва гіпохлориту натрію передбачено використання наступних мереж водопостачання та водовідведення:

- водопровід протипожежно–господарський;
- водопровід оборотної води;
- каналізація кислотно–лужних вод.

Джерелом водопостачання промислової установки виробництва гіпохлориту натрію є існуюча внутрішня мережа протипожежно–господарського водопроводу.

Свіжа вода з протипожежно–господарського водопроводу витрачається на господарсько–питні та санітарно–побутові потреби, для пожежогасіння, на цілі техніки безпеки.

Подача води до ванни і раковини самопомоги передбачена від існуючих внутрішніх мереж протипожежно–господарського водопроводу по трубопроводу, прокладеному відкрито із супутником і в ізоляції за існуючими колонах.

Внутрішні мережі водопроводу монтуються з сталевих водогазопровідних оцинкованих труб.

Чисті стоки від ванни і раковини самопомоги періодично (1 раз на тиждень) по проектуваному лотку відводяться в прямок піддону, а далі по трубопроводу з поліетилену, прокладеному в землі, в каналізацію кислото–лужних вод.

Відведення зливових і талих вод від будівель і споруд здійснюється за спланованою території в існуючий лоток і далі – в існуючу зливову каналізацію.

Передбачається подача оборотної води до піддону з встановлюваним обладнанням для змиву аварійних проток розчину гіпохлориту натрію.

Змивні води по лотках потрапляють в приямок піддону, а потім насосом відкачуються в один з вільних збірок і далі використовуються для виробництва гіпохлориту натрію технічного.

Таким чином, зона впливу стічних вод промислової установки виробництва гіпохлориту натрію обмежується існуючими на підприємстві мережами каналізації: побутової, кислотно–лужну і зливової.

Для очищення газових викидів через вихлопну трубу вентиляторів передбачена санітарна абсорбційна колона, зрошувана розчином гідроксиду натрію.

Валові викиди в атмосферу забруднюючих речовин від проєктованого вузла промивки ж/д цистерн представлені в таблиці 1.6.

Таблиця 1.6 – Валові викиди в атмосферу забруднюючих речовин

Найменування інгредієнтів	Агрегатний стан	Валовий викид, т/рік
Хлор	Газ	1,38

Характеристика сучасного і прогнорованого станів. Відповідно до листа №15 від 08.03.13 р. лабораторії спостережень за забрудненням атмосферного повітря м. Кам'янське про фонові концентрації, а також середньорічних і максимально разових концентрацій забруднюючих речовин за 2018 р за даними спостережень атмосферного повітря міста Кам'янське на посаді контролю №2, фонові концентрації для хлору не визначена.

Розрахунок розсіювання викидів в атмосферу від установки виробництва гіпохлориту натрію не проводився, тому що сума максимальних приземних концентрацій, виражених в частках ГДК, менше 0,05.

Таким чином, промислова установка виробництва гіпохлориту натрію не робить істотного шкідливого впливу на житлову зону, розташовану на відстані понад 1000 м від проєктованого джерела викиду.

Заходи з регулювання викидів. Під регулюванням викидів шкідливих речовин в атмосферу розуміється їх короткочасне скорочення в періоди

НМУ. Регулювання викидів здійснюється з урахуванням прогнозу НМУ на основі попереджень про можливе небезпечне зростання концентрацій шкідливих речовин в повітрі з метою його запобігання [8].

Оперативне прогнозування високих рівнів забруднення повітря здійснюють прогностичні підрозділи Держкомгідромету відповідно до методичних вказівок РД 52.04.52–85 «Регулювання викидів при несприятливих метеорологічних умовах».

Небезпечними метеоумовами є інверсія в поєднанні з вітром зі швидкістю менше 4 м/сек. Застій і накопичення речовин, що відбувається при затишності або малих швидкостях вітру, особливо в поєднанні з інверсією, призводить до 3 – 5 кратного збільшення концентрації шкідливих речовин в повітрі. Особливо небезпечними метеоумовами є незначні опади, туман, слабкий вітер.

Залежно від очікуваного рівня забруднення атмосфери складаються попередження трьох ступенів, яким відповідають три режими роботи підприємства в періоди несприятливих метеорологічних умов. Перший режим роботи дозволяє знизити концентрацію забруднюючих речовин в приземному шарі атмосфери на 15 – 20%, другий режим – на 20 – 40%, третій режим – на 40 – 60%.

У зв'язку з тим, що установка виробництва гіпохлориту натрію практично не робить впливу на навколишнє середовище, для неї передбачаються тільки заходи за першим режимом, що забезпечує скорочення концентрації забруднюючих речовин в приземному шарі атмосфери на 15 – 20%. Заходи цього режиму носять організаційно–технічний характер, швидко здійсненні, не вимагають істотних витрат і не призводять до зниження продуктивності установки:

- посилити контроль за точним дотриманням технологічного режиму;
- посилити контроль за роботою контрольно–вимірвальних приладів і автоматичних систем управління технологічними процесами;

- заборонити продування і чищення обладнання та ремонтні роботи, пов'язані з підвищеним виділенням шкідливих речовин в атмосферу;
- посилити контроль за технічним станом і експлуатацією всіх газоочисних установок;
- перевірити відповідність з регламентом концентрацій поглинаючих розчинів, що застосовуються в санітарній колоні.

Заходи щодо зменшення виділення шкідливих речовин. Для зменшення утворення і запобігання виділення шкідливих речовин в атмосферу передбачено:

- проведення технологічного процесу в герметичному обладнанні,
- застосування відповідних герметизуючих пристроїв і матеріалів: арматури, заглушок, прокладок і т.п. ;
- контроль, регулювання, сигналізація і блокування з найважливіших технологічних параметрів, що забезпечують нормальне безпечне ведення технологічного процесу і запобігають розвитку аварійних ситуацій;
- для запобігання або різкого скорочення викидів шкідливих речовин в атмосферу, передбачена установка газоочисного устаткування – абсорбційної колони для уловлювання хлору з високою ефективністю очищення газових викидів.

Утилізація відходів виробництва. Існуюча на підприємстві система управління екологічною безпекою і поводження з відходами зокрема, забезпечена супроводом кваліфікованого персоналу, регламентована відповідними інструкціями, наказами та розпорядженнями. Окремо розроблені: Інструкція по обліку, зберіганню, утилізації приладів, що містять ртуть та Положення про порядок збору відпрацьованих акумуляторів. По кожній з операцій закріплений відповідний відповідальний виконавець. Загальну координацію та відповідальність за природоохоронну роботу покладено на Першого заступника Голови Правління – технічний директор.

Загальний обов'язковий принцип всього підприємства і кожного працівника – забезпечення екологічної безпеки відповідно до стандартів ISO 9000 та ISO 14000.

Основними, характерними для даного виробництва відходами, є: шлами хімподготовки води і розчинів, відпрацьовані каталізатори і іонообмінні смоли, відходи сировини, матеріалів і продукції (відходи полістиролу, силікагелю і пил карбаміду).

Інші види відходів є або побічними продуктами допоміжних виробництв (металообробка, зварювання і т.д.), або відходами ремонтно–експлуатаційних циклів (будівельні відходи, відходи експлуатації автотранспорту і т.д.).

Основні завдання, які стоять перед підприємством в справі оптимізації сфери поводження з відходами, в порядку їх пріоритетності:

- зменшення обсягів утворення відходів;
- найбільш повне залучення відходів, що утворилися в той чи інший технологічний процес як вторинний ресурс;
- передача догляду іншому підприємству для екологічно безпечної утилізації або знешкодження;
- в разі неможливості вирішення природоохоронних завдань – організація тимчасового зберігання відходів відповідно до чинного санітарного та екологічного законодавства при обов'язковому оформленні відповідних дозвільних документів на утворення та розміщення відходів.

Рідкі відходи в процесі виробництва гіпохлориту натрію утворюються періодично в збірнику розчину лугу і являють собою розчин натрію хлориду, що випадає в осад з розчину соди каустичної з масовою часткою NaOH 46%, одержуваного з цеху соди каустичної.

Кількісна і якісна характеристика рідких відходів представлена в таблиці 1.7.

Щоб уникнути накопичення кристалів натрію хлориду в збірнику розчину лугу, через кожні 4 циклу виробництва гіпохлориту натрію, до

збірки конденсат в кількості 5 – 10 м³. За допомогою насоса виробляють циркуляцію, після чого розчин натрію хлориду подається насосом в цех соди каустичної для подальшої утилізації.

Таблиця 1.7 – Характеристика рідких відходів

Кількість	Стадія виникнення	Куди направляються
560 м ³ /год	Підготовка сировини (приготування розчину лугу з масовою часткою NaOH 17 – 23,5%)	У бак промивних розчинів цеху соди каустичної

Таким чином, розглянуто географічне розташування підприємства ПАТ «Дніпроазот», його техніко-економічний рівень. Виявлено, що ПАТ «Дніпроазот» – одне з найбільших забруднюючих підприємств хімічної промисловості у Дніпропетровській області. Проаналізовано фізико-хімічні властивості виробничої продукції, а також характеристики вихідної сировини, матеріалів та напівпродуктів

2 РОЗРОБКА СИСТЕМИ ЗАБЕЗПЕЧЕННЯ ЕКОЛОГІЧНОЇ БЕЗПЕКИ ПІДПРИЄМСТВА

2.1 Парова конверсія природного газу (схема №1)

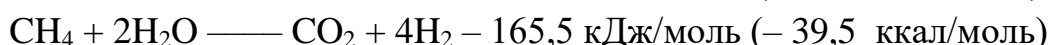
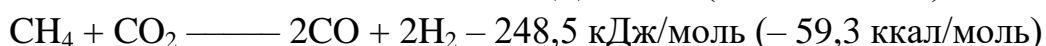
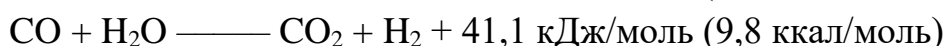
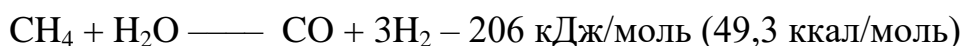
Парова каталітична конверсія природного газу (первинний риформінг) здійснюється на нікелевому каталізаторі в реакційних трубах, розташованих в 12 рядах в радіантній зоні печі первинного риформінгу 101–В.

До кожного з 12 колекторів підключено по 42 реакційних труби, опущені на спеціальних підвісках в радіантні камери печі і заповнені нікелевим каталізатором (загальний обсяг 20,3 м³). Газ проходить реакційні труби зверху вниз, потрапляє в нижній розподільний колектор і по підйомній трубі надходить в передавальний колектор 107–D. Кожна реакційна труба являє собою самостійний реактор, в якому в присутності каталізатора відбувається взаємодія вуглеводнів з водяною парою за рахунок тепла, що підводиться через стінку труби, з отриманням конвертованого газу. Робоча температура верстат труб становить 900 – 950 °С.

Газова суміш перед подачею в реакційні труби підігрівається в конвекційній зоні до температури 525 °С.

Процес конверсії ведеться при температурі 770 –830 °С і тиску на виході з 101–В не більше 3,3 МПа (33 кгс/см²).

При первинному риформінгу протікають реакції:



Тепло, необхідне для проведення процесу парової конверсії, забезпечується за рахунок спалювання паливного газу в стельових пальниках інжекційного типу.

Спалювання паливного газу в пальниках печі первинного риформінгу проводиться з надлишком повітря, при якому об'ємна частка кисню в

димових газах становить 2 – 4%. Вона вимірюється автоматичним аналізатором кисню O₂RA–4, що сигналізує в ЦПУ, про завищення об'ємної частки кисню понад 4%.

Додатковим джерелом тепла для підігріву парової суміші є димові гази, що утворюються при спалюванні паливного газу в тунельних пальниках (12 штук інжекційного типу), розташованих в торці каналів (відведення димових газів від стельових пальників), і газу дистиляції відпарної колонії 103–Е.

Припинення подачі відпарного газу на спалювання в піч первинного риформінгу відбувається в наступних випадках:

- перевищення рівня в сепараторі LA–15ЕН;
- перевищення тиску в радіантному просторі печі РІАС–19ЕН.

При цьому відкривається відсікач ЕМУ–51 на скиданні газу дистиляції в атмосферу і закривається відсікач ЕМУ–50 подачі газу дистиляції на спалювання в піч первинного риформінгу 101–В.

Про зростання рівня в сепараторі завчасно повідомляє в ЦПУ сигналізатор LA–15/Н.

Подача паливного газу на тунельні пальники здійснюється через клапан з дистанційним управлінням НСУ–3 по показаннями витратоміра FІ–20 (не більше 2500 м³/ч). Між рядами реакційних труб розташовані стельові пальники інжекційного типу.

Загальна кількість пальників 260 (13 рядів по 20 пальників в кожному).

Регулювання витрати паливного газу по рядах пальників проводиться за допомогою клапанів НС–30 – 42, тиск по рядах контролюється за манометрами, встановленими за місцем.

Загальна витрата на стельові пальники (20000 – 26000 м³/ч) вимірюється витратоміром FІ–19. Тиск паливного газу підтримується регулятором тиску РІСА–3. Перед регулятором відбувається змішання паливного газу, продувних і танкових газів з системи синтезу та АХУ.

При неприпустимому зниженні тиску в колекторі паливного газу спрацьовує блокування PISA-3EL 0,1 МПа (1,0 кгс/см²) з припиненням подачі паливного газу до пальників. Одночасно з цим від блокувань PISA-3EL надходить сигнал в відключати пристрої групи «А».

Мінімальний і максимальний тиски паливного газу сигналізується в ЦПУ приладом PISA-3.

Об'ємна частка метану в конвертованому газі становить 8 – 11%. Вона визначається ручним аналізом з аналізної точки S-11 і автоматичним газоаналізатором CH₄R-1.

Об'ємна частка компонентів в конвертованій газі,% після печі первинного риформінгу 101-B (в перерахунку на сухий газ):

CO₂ – 9 – 11

H₂ – 65 – 75

CH₄ – 8 – 11

CO – 8 – 10,5

Контроль температури зовнішньої стінки реакційних труб проводиться переносним оптичним параметром, а стінок зміювиків, розташованих в конвекційній зоні печі, приладом TIA-28.

Загальний опір печі первинного риформінгу 101-B (реакційних труб) вимірюється перепадомером PdI-17 (допустимий перепад не більше 0,5 МПа (5 кгс/см²)).

Утилізація тепла димових газів, температура яких на виході з радіантної камери повинні бути не більше 1039 °С, здійснюється в конвекційній камері печі, де розташовані зміювики для розігріву:

- парогазової суміші, що йде на первинний риформінг;
- пароповітряної суміші, що йде в реактор вторинного риформінгу;
- пар високого тиску, що йде в турбіну 103/JT компресора синтез-газу;
- живильної води, що надходить в парозбірник 101-F;
- паливного газу, що подається до пальників печі первинного риформінгу.

Дані гази відсмоктуються з печі первинного риформінгу з температурою не більше 250 °С (двома димосмоками 101–ВJA і 101–ВJB) і викидаються в атмосферу через димову трубу.

Допоміжний котел, змонтований спільно з піччю первинного риформінгу 101–В служить для отримання додаткової кількості пара високого тиску, необхідного для підтримування парового балансу установки.

Димові гази з топки допоміжного котла надходять в конвекційну камеру печі первинного риформінгу, змішуються з димовими газами печі і димосмоками викидаються в атмосферу.

Розрідження в печі первинного риформінгу підтримується 50 – 80 Па (5 – 8 мм вод. ст.) регулятором РУСА–19 шляхом зміни числа обертів турбін димососів 101–ВJAT/ВJBT.

На всмоктуванні димососів встановлені шибери, що керуються вручну.

При підвищенні тиску до плюс 50 Па (+5 мм вод. ст.) В топковому просторі печі (радіактної камери) спрацьовує блокування РА–1ЕН з закриттям клапана РСУ–3 на подати паливного газу до стельових пальників.

Одночасно спрацьовують блокування групи «А». При недостатньому розрядженні в печі 20 Па (2 мм вод. ст.) прилад РА–19–2Н посилає сигнал в ЦПУ.

Розрідження в топковому просторі допоміжного котла 101–ВU підтримується 100 – 150 Па (10 – 15 мм вод. ст.) регулятором РІСА–114 шляхом прикриття або відкриття шибера на димоході допоміжного котла.

При розрідженні в топковому просторі допоміжного котла 101–ВU до 20 Па (2 мм вод. ст.) приладом РІСА–114Н подається сигнал в ЦПУ.

Після печі первинного риформінгу газ з об'ємною часткою метану 8 – 11% за передавальним колектору 107–Д надходить в реактор вторинного риформінгу 103–Д.

2.2 Компримування і сіркоочищення природного газу (схема №1)

Природний газ з тиском 0,8 – 14 МПа (8 – 14 кгс/см²) подається на установку.

На колекторі входу природного газу в цех встановлений відсікач ЕМУ–18 з електроприводом (дистанційне керування з ЦПУ) з ручним дублером для припинення подачі газу в аварійних випадках.

Загальна витрата газу вимірюється витратоміром FRS–59, показання якого коригується залежно від температури і тиску газу за приладами ТІА–28–21 і РІА–9.

Для очищення від газового конденсату природний газ прямує в сепаратор 120–F. Рівень в сепараторі підтримується регулятором рівня LIC–2, який виходить газовий конденсат, що містить рідкі вуглеводні, в сепаратор паливного газу 121–F. У сепараторі 121–F газовий конденсат підігрівається паровими змієвиками. Легка фракція газового конденсату надходить в паливний газ, а рідинна виводиться регулятором рівня LIC–1 в бак для збору газоліну.

Про завищення рівня в сепараторах 120–F і 121–F в ЦПУ подається сигнал сигналізаторами LA–2 і LA–57. При максимальному рівні в сепараторі 120–F блокування LA–59–EH зупиняє компресор природного газу 102–J.

У пусковий період в колектор природного газу перед сепаратором 120–F через клапан НСУ–2 і витратомір FI–52 подається азотоводнева суміш з мережі об'єднань під тиском не менше 1,2 МПа (12кгс/см²) для ведення процесу гідрування сіроз'єднань.

З сепаратора 120–F природний газ надходить на всмоктування двоступеневого відцентрового компресора 102–J. Кожна ступінь компресора виконана у вигляді окремого корпусу. Постійний тиск всмоктування 0,7 – 0,8 МПа (7 – 8 кгс/см²) підтримується регулятором тиску PIC–1, встановленим на лінії природного газу перед сепаратором 120–F. Для запобігання підвищення

тиску на всмоктування компресора 102–J, на колекторі після сепаратора 120–F встановлені запобіжні клапани SY–IA та B–K SY–IB.

Природний газ після першого ступеня компресора з тиском до 2,2 МПа (22 кгс/см²) і температурою до 135 °С, охолоджується в повітряному холодильнику 191–С до температури 49,0 °С і надходить в міжступінчастий сепаратор 157–F.

Про підвищення температури газу на нагріванні I–го ступеня компресора сигналізує прилад ТІА–451–12–И. Відділившись в сепараторі 157–F конденсат регулятором рівня LIC–66 автоматично виводиться в сепаратор 121–F.

Про завищення рівня в сепараторі 157–F в ЦПУ подається сигнал сигналізатором LA–66. При максимальному рівні в сепараторі 157–F блокування LA–60ЕН зупиняє компресор 102–J. На колекторі виходу газу з сепаратора 157–F встановлений запобіжний клапан SY–6.

Після сепаратора 157–F природний газ надходить на всмоктування II ступеня компресора 102–J, де стискається до тиску 4,5 МПа (45 кгс/см²).

У схемі компресора передбачена антипомпажний захист шляхом перепуску газу регулятором витрати FICA–12 з нагнітання II ступеня через повітряний холодильник 192–С на всмоктування I ступеня (з корекцією по температурі і тиску).

Про мінімальних витратах газу на нагнітанні II ступеня компресора природного рази 102–J приладом FA–12 подається сигнал в ЦПУ.

На колекторі нагнітання компресора 102–J встановлені запобіжні клапани SY–2A, SY–2B, SY–15. Про перевищення температури газу на нагнітанні компресора сигналізує прилад ТІА–451–14Н. Крім запобіжних клапанів на колекторі нагнітання передбачена свічка для продувок і пуску компресора, а також байпасна лінія 6 № 32.

Після II ступеня компресора 102–J природний газ з температурою до 155 °С і тиском до 4,5 МПа (45 кгс/см²) змішується з синтез–газом, що відбирається з всасування II ступеня компресора синтез–газу 103–J, з тиском

до 5,3 МПа (53 кгс/см²) до співвідношення 0,125 моля водню на моль природного газу, при якому забезпечується об'ємна частка водню в суміші 10 – 11%.

Сталість складу забезпечується регулятором співвідношення FrRC–17, що змінюється витратою синтез–газу в залежності від витрати природного газу, що вимірюється приладом FI–10. У разі зупинки компресора синтез–газу 103–J схему автоматичного перемикання забезпечує перехід з регулятора FrRC–17 на регулятор FIC–8, який подає синтез–газ перед сепаратором 120–F.

В цьому випадку відбір синтез–газу на дозування проводиться з всмоктування I ступеня компресора синтез–газу 103–J (відбір синтез–газу після 104–F).

Після змішування газова суміш направляється в змішувачи вогневого підігрівача 103–B, де підігрівається до 370 – 400 °С за рахунок спалювання паливного газу на 4–х пальниках.

Температура технологічного газу на виході з підігрівача підтримується автоматично регулятором TRCA–1, що регулює витрату паливного газу на пальники.

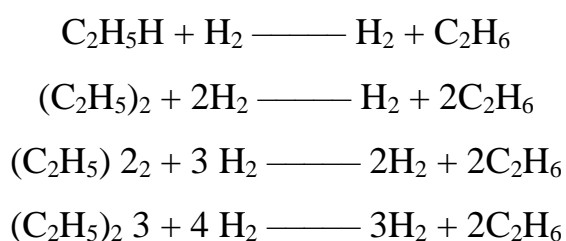
У якості паливного газу служить природний газ, що подається на установку, із колектора якого (після діаграм приладу FRS–59) зроблений відбір на сепаратор 121–F через регулятор тиску PIC–7. Загальна витрата паливного газу на установку реєструється приладом FR–60. Для запобігання підвищення тиску в колекторі паливного газу вище допустимого на ньому встановлені запобіжні клапани SY–40A і SY–40B.

Про зниження і підвищення температури суміші після підігрівача 103–B прилад TRCA–1 посилає в ЦПУ відповідні сигнали. У разі завищення температури суміші до 430 °С спрацьовує блокування TRCA–1EN з припиненням подачі паливного газу до пальників закриттям клапана TCU–1. Одночасно з цим блокування TRCA–1KE посилає сигнал до пристрою групи «А», що його виключає.

Подача газу до пальників відключається і при зниженні тиску паливного газу до пальників до 23 кПа (0,23 кгс/см²) (локальна блокування РА-43EL).

Прилад ТІА-28 сигналізує в ЦПУ про неприпустиме нагрівання змішувачів підігрівача 103-В.

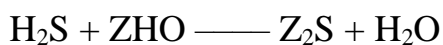
Підігріта до 370 – 400 °С газова суміш надходить в реактор гідросіроочистки 101-Д, заповнений 34 м³ каталізатора. Реакція гідрування органічних сіроз'єднань до сірководню протікає на алюмокобальтмолібденовом каталізаторі по реакціях:



Перепад в апаратурі вимірюється приладом РоІ-8.

Допустимий перепад Р до 0,12 МПа (1,2 кгс/см²). На вхідному колекторі встановлений запобіжний клапан SY-7. Скидання після реактора гідрування 101-Д може бути здійснений через свічку. Схемою передбачено байпас повз всієї системи сіроочистки.

Очищення природного газу від сіро водню виробляється в реакторах 102-ДА/ДВ, завантажених по 56,6 м³ каталізатором (на основі окису цинку) за реакцією:



Зазначена реакція необоротна, тому адсорбент регенерація не підлягає і при масовій концентрації сіро водню (в перерахунку на сірку) на виході з реактора більше 0,5 мг/м³ адсорбент замінюється. Схемою передбачено підключення реакторів сіркоочистки на послідовну або паралельну роботу.

Після заміни адсорбенту проводиться послідовне включення реакторів сіроочищення, причому реактор зі свіжим окисом цинку знаходиться другим по ходу потоку газу і служить, таким чином, для доочистки.

Масова концентрація H_2S (в перерахунку на сірку) в природному газі після реакторів сіро очистки 102–ДА/ДВ повинна бути не більше $0,5 \text{ мг/м}^3$, температура газу $360 - 390 \text{ }^\circ\text{C}$.

Необхідний тиск газу в системі підтримується регулятором PRC–42, змінює число оборотів турбіни компресора природного газу 102–JT.

Опір апаратів вимірюється перепадами $Pd1-45$ (102–ДА) і $Pd1-46$ (102–ДВ). Допустимий перепад P до $0,12 \text{ МПа}$ ($1,2 \text{ кгс/см}^2$). На вхідних колекторів встановлені запобіжні клапани SY–4, SY–5. На виході після кожного адсорбенту є свічки з вентилями для скидання при необхідності газу на факел.

Аналітичний контроль газу після сіро очищення проводиться з аналізної точки S–8.

Після сіркоочистки газ надходить у вузол зміщення з перегрітою до температури $360 \div 380 \text{ }^\circ\text{C}$ парою середнього тиску $3,8 \div 4,2 \text{ МПа}$ ($38 \div 42 \text{ кгс/см}^2$) в співвідношенні пар: газ $3,2 \div 3,8/1$.

Витрата подаються газу і пари підтримується регуляторами витрати FRCA–1L і FRCA–2L відповідно, а співвідношення між ними контролюється по реєстратору FrRA–1. При зменшенні співвідношення пар: вуглець до 2,5 або зниженні витрат природного газу до $25000 \text{ м}^3\text{-ч}$ спрацьовують блокування групи «А».

Прилади FRCA–1L, FRCA–2L, FrRA–1–1L посилають на ЦПУ попередні сигнали про зниження витрат по природному газу, пару та зниженні співвідношення пар: газ відповідно. Зниження співвідношення пар: газ нижче 2,5 призводить до зауглераживанню каталізатора, його руйнування і зупинки цеху на перевантаження.

На колекторі природного газу знаходиться відсікач ЕМУ–11 після клапана, а на колекторі пара ручна засувка перед клапаном. На обох колекторах схемою передбачені зворотні клапани

2.3 Очистка конвертованного газу від CO₂ (схема №2)

Очищення конвертованого газу від вуглекислого газу проводиться шляхом абсорбції його гарячим активованим розчином поташу (так званий розчин «Карсол») при тиску не більше 2,85 МПа (28,5 кгс/см²).

Масова частка компонентів в розчині «Карсол»,%:

карбонат калію – 14 – 20 – хімічний абсорбент;

бікарбонат калію – 6 – 10;

діетаноламін – не менше 1,5 (активатор);

пятиокись ванадію – 0,5 – 0,8 (інгібітор корозії).

Для виключення спінювання розчину в нього вводиться антипінна присадка Лапрол.

Процес очищення описується наступним рівнянням:



Регенерація насиченого розчину протікає при підводі тепла і зниженні тиску в зворотному порядку:



У схемі передбачається регенерація розчину до двох рівнів вмісту CO₂.

80% насиченого розчину регенерується до «напівбідного». Масова частка компонентів у «напівбідного» розчині,%:

карбонат калію – не менше 8

бікарбонат калію – не менше 10.

Решта 20% розчину піддаються додатковій регенерації до «бідного».

Масова частка компонентів у «бідному» розчині, %:

карбонат калію – 14 – 20

бакарбонат калію – 6 – 10

Конвертований газ після низькотемпературного конвертора 104–ДВ піддається охолодженню до температури 179 – 190 °С шляхом уприскування конденсату насосом 121–J/JA через вмонтовану в газопровід форсунку. Витрата конденсату, що подається, вимірюється витратоміром FI–28,

регулюється клапаном НСУ-4 відповідно до показань реєстратора температури газу TRA-7-10 з сигналізацією в ЦПУ максимальної температури газу. У пусковий період для охолодження газу подається живильна вода від насоса 104-J/JA.

Потім конвертований газ надходить в кип'ятильники 105-CA/CB регенераторів 102-EA/EB, де тепло, що виділяється при конденсації водяної пари, і тепло газу передається розчину «Карсол». Газ при цьому охолоджується до температури не більше 127 °С.

Подальше охолодження газу до температури не більше 90 °С відбувається в теплообміннику 106-С, де підігрівається демінералізована вода, що йде в деаератор 101-U.

Газовий конденсат, що відділився в сепараторі 102-F повертається на впорскування в конвертований газ, а надлишок його через клапан регулятора рівня в 102-F IC-17 направляється в отпарную колонну 103-E.

Граничні рівні в сепараторі 102-F сигналізуються в ЦПУ: максимум – IA-17, мінімум – A-21.

Конвертований газ з сепаратора 102-F розділяється на два потоки і надходить в нижні частини абсорберів 101-EA/EB. Витрата газу, що надходить в кожен абсорбер, вимірюється витратомірами FI-56 (101-EA) і FI-57 (101-EB).

В абсорберах газ і розчин рухаються зустрічними потоками, газ піднімається від низу до верху, а розчин рухається зверху вниз.

Абсорбери є вертикальними циліндричними двокорпусними поличними апаратами, заповненими керамічною насадкою (сідла «Інталокс»).

Нижній корпус абсорбера зрошується «напівбідним» розчином, об'ємна частка CO₂ в газі при проході через нижній корпус абсорбенту знижується з 17,1% до 1,7% (у перерахунку на сухий газ).

У верхньому корпусі абсорбера, зрошуваному «бідним» розчином, об'ємна частка CO₂ в газі після очищення не більше 0,1%.

Очищений від CO₂ конвертований газ на виході з абсорберів об'єднується в один потік і надходить в сепаратор 103–F, в якому звільняється від розчину «Карсол», з сепаратора газ направляється на метанування. На виході газу з сепаратора встановлено запобіжний клапан SU–20 і автоматичний газоаналізатор CO₂ RA–3. При досягненні об'ємної частки CO₂ в газі, 0,2% аналізатор подає сигнал в ЦПУ.

Розчин «Карсол», що відділився в сепараторі 103–F регулятором рівня ІС–16 відводиться в сепаратор 113–F. Граничні рівні в сепараторі сигналізуються в ЦПУ:

максимальний – А–55,

мінімальний – А–56.

Насичений вуглекислотою розчин з температурою 95 – 105 °С з нижніх частин абсорберів 101–ЕА/ЕВ надходить в гідравлічні турбіни 107–JANT і 107–JBNT відповідно, з метою використання енергії зниження тиску з 2,85 МПа (28,5 кгс/см²) до тиску 0,68 – 0,78 МПа (6,8 – 7,8 кгс/см²). Розвинута турбінами потужність використовується для обертання насосів напівбідного розчину 107–JA, 107–JB. Ці насоси з одного боку з'єднані за допомогою напівмуфт з електродвигунами, а з іншого боку – з гідравлічними турбінами.

Потужність, що розвивається електродвигунами, забезпечує необхідну продуктивність насосів, однак при роботі турбін споживана насосами потужність відповідно знижується.

Кількість розчину, що надходить на турбіни, підтримується регулятором рівня в абсорбера ІСА–4 і ІСА–5 відповідно. Останні визначають ступінь відкриття клапана «А» на подачі розчину в турбіни із забезпеченням сталості заданого рівня в абсорбері (при підвищенні рівня в абсорбері ступінь відкриття клапана «А» збільшується, при зниженні рівня зменшується).

Для забезпечення нормальної роботи гідравлічної турбіни масова витрата розчину в ній повинна бути не нижче 200 т/год (номінальна витрата 880 т/год).

При значному зниженні рівня в абсорбері витрата розчину на гідравлічну турбіну через клапан «А» може знижуватися нижче допустимого. Для забезпечення нормальної роботи турбіни в цих умовах регулятор рівня в абсорбері, закриваючи клапан «А», в той же час відкриває клапан «В» на лінії подачі розчину нагнітання насоса 107–JA/JB на вхід в турбіну 107–JANT/JBHT.

В таблиці 2.1 наведено дані про положення клапанів «А» і «В» в залежності вихідного сигналу регуляторів рівня.

При нормальній роботі рівень в абсорбера регулюється клапанами ІСА–44/5»А». При зупинці насосів 107–JA/JB клапани «С» автоматично відкриваються і до пуску турбіни 107–JANT/JBHT рівень в абсорберах регулюється клапанами «С», розташованими на байпасі гідротурбін.

Характеристика клапанів «А» і «С» однакова. Залежно від положення тумблера в роботі можуть бути або клапан «А», або клапан «С».

Таблиця 2.1 – Дані про положення клапанів «А» та «В» в залежності вихідного сигналу регуляторів рівня

Вихідний сигнал регулятора ІСА–4 (ІСА–5) в мА постійного струму	4	8	12	16	20
Клапан «А»	закритий	відкритий на 25%	відкритий на 50%	відкритий на 75%	відкритий на 100%
Клапан «Б»	відкритий на 100%	відкритий на 50%	закритий	закритий	закритий

При роботі турбіна обертається з такою ж швидкістю, як і електродвигун.

Для захисту оборотів турбіни забезпечені блокуванням SA–5EH (107–JANT) і SA–6EH (107–JBHT). При спрацьовуванні блокування відбувається зупинка відповідного агрегату мотор–насос–турбіна шляхом відключення електродвигуна і закриття клапанів «А» і «В». При зниженні витрати «напівбідного» розчину блокування FRCA–37E автоматично включає в роботу резервний насос 107–JC (привід тільки від електродвигуна), а регулювання рівня в абсорбері переноситься на клапан «С», розташований на байпасі турбіни.

У схемі блокувань передбачений захист від повного витoku рідини з абсорберу. При зниженні рівня в абсорбері регулятор ICA–4 (ICA–5) подає в ЦПУ застережливий сигнал. При подальшому зниженні рівня безкамерні сигналізатори А–8 (А–13) закривають клапан «А» і відкривають клапан «В», клапан «С» залишається заблокованим в закритому положенні.

Для збереження рідинного затвора в абсорбері безкамерні сигналізатори А–12 і А–14 закривають відсікачі ЕМУ–5 (ЕМУ–16) на колекторах виходу розчину з абсорберів 101–ЕА/ЕВ.

При зниженні рівня в абсорбері, в разі роботи через байпас турбіни, безкамерні сигналізатори А–8 і А–13 закривають клапан «С», одночасно блокуючи в закритому положенні клапани «А» і «В» якщо ключ «А», «В» в положенні клапан «А».

Відсікачі ЕМУ–15, 16 в цьому випадку закриваються також сигналізаторами А–12 і А–14 відповідно.

Можливі два режими роботи абсорберів, «Сухий» режим, коли рівні в абсорбері знаходяться нижче штуцерів входу газу і режим з подачею газу під шар розчину – барботажний режим, коли нормальний рівень розчину знаходиться вище штуцера входу газу, в останньому випадку датчиком рівня є диференціальні манометри PdIP–59 і PdIP–60, які керують клапанами «А» і «Б», як описано вище.

Переклад системи регулювання рівня ІСА–4, 5 на PdI–59, 60 і навпаки проводиться за допомогою відповідного ключа. При роботі по основному варіанту дифманометру вимірюють опір абсорберів.

Насичений розчин після турбін 107–JAHT і 107–JBHT або клапанів ІСА–4«С»/ 5«С» надходить у верхню частину регенераторів 102–EA/EB відповідно.

Регенератори є вертикальними двокорпусними циліндричними апаратами, заповненими керамічною насадкою (сідла «Інталокс»). У верхній частині регенераторів насадка розташована на 3х полицях, а в нижній – на одній полиці.

Розчин стікає по насадці вниз назустріч йде вгору потокам CO₂ і водяною парою, що надходять з нижньої частини регенераторів. З кубів верхньої частини регенераторів 20% розчину через регулятори С–40/42 переливається в нижній корпус, а решта 80% розчину в вигляді «напівбідного» розчину відводяться на повітряні холодильники 143–CA/CB, де розчин охолоджується до температури 95 – 105 °С.

Після холодильників розчин об'єднується в один потік і надходить на всмоктування насосів 107–JA/JB/JC. Насосом 107–JA розчин через регулятор витрати FRCA–35 подається на зрошення в нижній корпус абсорбера 101–EA, а насосом 101–EB через регулятор FRCA–37 в нижній корпус абсорбера 101–EB. Резервний насос 107–JC з приводом тільки від електродвигуна і продуктивністю такою ж як у насосів 107–JA/JB призначений для заміни одного з них.

Нагнітання насоса 107–JC пов'язане з нагнітальними колекторами насосів 107–JA/JB через клапани з дистанційним управлінням НС–18 до 107–А і НС–19 до 107–JB.

Нагнітання насоса 107–JC пов'язане з нагнітальними колекторами насосів 107–JA/JB через клапани з дистанційним управлінням НС–18 до 107–JA і НС–19 до 107–JB.

Автоматичне включення насоса 107–JC відбувається також при мінімальній витраті "напівбідного" розчину в абсорбери 710 т/год по блокуванням FRCA–35–E/37E. В обох випадках відкриття клапанів HC–18/19 відбувається автоматично.

Регулятори витрати FRCA–35/37 посилають в ЦПУ попередній сигнал про зниження масової витрати до 780 т/год.

Регулювання температури розчину після холодильників 143–CA–CB проводиться шляхом зміни потоку повітря за рахунок зміни кута атаки лопатей вентиляторів за допомогою капання з дистанційним управлінням HC–53 (143–CA) і HC–55 (143–CB) в залежності від показань термометрів TIA–43–3 (143–CA), TIA–43–5 (143–CB).

Мінімальна температура розчину 95 °C сигналізується в ЦПУ приладами TIA–43–4 (143–CA), TIA–43–6 (143–CB). Прилади TA–35 і TA–36 сигналізують в ЦПУ мінімальну температуру охолоджуючого повітря.

Граничні положення рівня в кубі верхнього корпусу регенератора низький 800 мм і високий 2800 мм сигналізується в ЦПУ реєстраторами рівня A–22H, (102–2A) і A–19H, (102–EB).

У нижньому корпусі регенератора розчин, опускаючись по насадці назустріч потоку CO₂ і водяної пари, що підіймаються, збирається на «глухій» тарілці в нижній частині корпусу, з «глухої» тарілки розчин через розподільника 800–FA/FB надходить в газові кип'ятильники 105–CA/CB і парові кип'ятильники 111–CA/CB, де підігрівається конвертованим газом і парогазовою сумішшю з відпарної колонії 103–E.

Нагрітий розчин повертається в кубову частину регенераторів на «глуху» тарілку, де сепарується. Вуглекислота і водяні пари проходять «глуху» тарілку і піднімаються назустріч розчину, що стікає по насадці. З кубів регенераторів 102–EA/EB виводиться глибоко регенерований «бідний» розчин.

Граничні положення рівнів в кубах нижніх корпусів регенераторів сигналізуються реєстрами RA–70H, (102–EA) і RA–18H, H (102–EB).

У кубах регенераторів підтримується тиск 60 – 70 кПа (0,6 – 0,7 кгс/см²) і температура не більше 119 °С. Регулювання температури здійснюється шляхом байпасуванням частини газу, що йде на кип'ятильники 105–СА/СВ, заслонками з дистанційним управлінням НС–45 (105–СА) і НС–46 (105–СВ).

Аналітичний контроль складу розчину «Карсол» здійснюється лабораторним аналізом з відбором проб з аналізної точки –24 «А» і «В» для «напівбідного» розчину і S–25 «А» , і «В» для «бідного» розчину. Температура розчину в нижніх кубах регенераторів контролюється приладом ТІ–3–6, 8.

«Бідний» розчин з кубів регенераторів об'єднується в один потік і надходить в теплообмінник 107–С, де охолоджується до 94 °С, нагріваючи живильну воду котлів, що йде на деаератор 101–U.

Після теплообмінника 107–С «бідний» розчин надходить на всмоктування насосів 106–J/JA. Насосом розчин подається в повітряний холодильник 108–С, де охолоджується до 60 – 70 °С. Регулювання температури розчину проводиться шляхом зміни кута атаки лопатей за допомогою клапанів з дистанційним управлінням НС–58, в залежності від показання термометра ТІА–43–8.

Мінімальна температура розчину 60 °С сигналізується в ЦПУ приладом ТІА–43–9. Прилад ТА–34 сигналізує в ЦПУ мінімальну температуру охолоджуючого повітря. Частина розчину, що подається до холодильнику 108–С відводиться на механічний 101–F і вугільний 117–F фільтри, де очищається від механічних домішок, які виходять з холодильника 106–С. Кількість розчину, що відводиться на фільтрацію, визначається витратоміром FІ–99.

Охолоджений «бідний» розчин розподіляється на два потоки і надходить на зрошення верхніх корпусів абсорберів. Витрата розчину, що подається, підтримується регулятором витрати FRCA–5 (101–ЕА) і FRCA–6 (101–ЕВ).

В роботі знаходиться один насос «бідного» розчину, другий знаходиться в резерві і включає в роботу автоматично при зниженні витрат «бідного» розчину в абсорбери нижче допустимого 160 т/год (блокування FRCA–5E і FRCA–6E).

Вуглекислий газ і водяна пара, що виділились з розчину направляються в верхню частину регенератора.

З метою отримання вуглекислого газу, вільного від горючих домішок і інертів, в верхній частині регенератора над розподільною тарілкою змонтована сітчата тарілка, на яку подається насичений розчин після гідротурбін.

Конструктивно сітчата тарілка влаштована так, що в ній відбувається поділ на два потоки:

- потік вуглекислого газу з великим вмістом горючих («брудна» вуглекислота);
- потік вуглекислого газу з малим вмістом горючих («чиста» вуглекислота);
- потік вуглекислого газу з великим вмістом горючих («чиста» вуглекислота).

Потік «брудної» вуглекислоти, вимірюваний витратоміром ОР–1, направляється в повітряний холодильник поз. 109–С1, де охолоджується до температури не більше 50 °С і надходить в сепаратор поз. 118–F1.

Сконцентрована флегма через дренаж надходить в ємність 115–F, звідки насосом 111–J/JA відкачується в систему.

Граничні положення рівня в сепараторі 118–F1 сигналізуються в ЦПУ.

Вуглекислий газ з сепаратора 118–F1 викидається в атмосферу. Потік «чистої» вуглекислоти (аналізна точка S–28) направляється в повітряний холодильник поз. 110–С, де охолоджується до температури не більше 60 °С і надходить в сепаратор поз. 113–F, де відбуваються окремі флегми.

Вуглекислий газ регулятором тиску в системі регенерації РС–24 виводиться через клапан РС–24 «А» в атмосферу, а через клапан РС–24 «В» видається на карбамід.

Через клапан ТСУ–24 «А» CO₂ проходить бризковідділювач 173–F, з якого конденсат стікає в колектор видачі конденсату з сепаратора 113–F і викидається в атмосферу.

Через клапан РСУ–24 "У" вуглекислий газ проходить водяний холодильник 109–С, де охолоджується від 30 – 40 °С в залежності від пори року, сепаратор 116–F і далі в колектор на карбід. При нормальній роботі клапан РСУ–24 «У» відкритий, а клапан РСУ–24 «А» підтримує тиск в системі не більше 35 кПа (0,35 кгс/см²) шляхом скидання надлишкового CO₂ в атмосферу.

Для запобігання підвищення тиску в регенераторах на них встановлені мембрани.

Технологічний конденсат, що відокремився в сепараторі 113–F і надійшов сюди сепаратор 103–F насосом 108–J/JA через клапан регулятора рівня в сепараторі 113–F ІС–23 «А» повертається в нижній корпус регенераторів, витрата повернутого конденсату вимірюється витратоміром в ЦПУ; максимальний ІА–23Н, мінімальний А–22. При нормальних умовах в роботі знаходиться один з насосів 108–J/JA, другий знаходиться в резерві і включається в роботу автоматично в разі зупинки працюючого. При первісному пуску для подачі ущільнюючої води на сальники насосів 106–J/JA, 107–JC/JA/JB передбачена подача демводи в сепаратор 113–F, через клапан регулятора рівня в сепараторі ІС–23 «Б» і підтримання рівня в сепараторі цим клапаном.

Опір регенераторів вимірюється перепадоміром PdIP–30 (102–EA) і PdIP–29 (102–EB), що сигналізують максимальний перепад.

Рівень в нижньому корпусі регенераторів вимірюється реєстраторами рівня RA–70 (102–EA) і RA–18 (102–EB), що сигналізують граничне положення рівня в ЦПУ. Для підживлення системи в регенератори подається

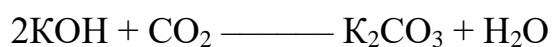
конденсат після турбін насосів 104–J/JA. Подача конденсату здійснюється насосами 114–J/JA через клапан НСУ–5 з дистанційним управлінням з ЦПУ, витрата подаваного конденсату вимірюється витратоміром FI–41.

У певних умовах можливе спінювання розчин «Кармол», тому в розчинну систему вводиться антипінна присадка «Укон» або «Лапрол» насосом–дозатором 110–J, з бака приготування 110–F.

Для приготування розчину "Карсол" передбачена ємність 115–F і насос 111–J, за допомогою якого проводиться підживлення системи.

Для приготування робочого розчину використовується поташ марки ХЧ з можливістю додавання до 30% марки ЧДА. Технічний поташ для приготування робочого розчину не придатний через високий вміст в ньому шкідливих домішок.

Поташ марки ХЧ і ЧДА є дефіцитним і дорогим продуктом. У зв'язку з цим передбачено спосіб прямого отримання поташу з їдкою калію безпосередньо в агрегаті очищення газу, який реагує з двоокисом вуглецю:



Перед тим як розчинити КОН в ємності 115–F необхідно пересвідчитися у відповідності його ГОСТу 92–8578 марки «А». Після розчинення отриманий розчин насосом 111–J відкачується в систему.

Для зберігання розчину "Карсол" і аварійного зливу його з системи через електрозасувку ЕМУ–10 передбачена ємність 114–F.

2.4 Тонке очищення газу від окису і двоокису вуглецю (метанування).

Схема №2

Об'ємна частка компонентів в конвертованому газі, % після очищення газу від CO₂ (в перерахунку на сухий газ):

CO₂ – не більше 0,1

CO – не більше 0,5

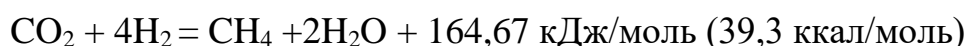
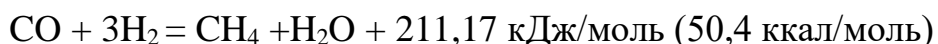
CH₄ – 0,2 – 0,5

H₂ – 72 – 78

Подальше очищення газу від кисень-вмісних з'єднань (СО і СО₂), які є отрутами для каталізаторів синтезу, проводиться шляхом повного відновлення їх на гідруючому каталізаторі в метанаторі 106–Д.

Видалення окислів вуглецю проводиться шляхом гідрування їх в метан і в воду, в реакторі синтезу аміаку метан поводитьься як інертний газ.

Процес протікає за реакціями:



Технологічний газ перед метанатором підігривається в двох апаратах. Після абсорберів газ надходить в теплообмінник 136–С, де нагрівається до 120°C шляхом теплообміну з газом, що йде після 1 ступеня компресора синтез-газу 103–J.

З теплообмінника 138–С газ прямує в теплообмінник 104–С, де нагрівається до температури 280°C – 320°C, газом після високотемпературного конвертора СО.

Газ із тиском 2,4 – 2,6 МПа (24 – 26 кгс/см²) і температурою 280 – 320°C проходить зверху вниз шар нікелевого каталізатора і з температурою не більше 380°C виходить із метанатора.

Сумарна залишкова масова частка СО та СО₂ в синтез-газі становить не більше 20 млн⁻¹.

При високій масовій частці СО і СО₂ в газі, що подається в метанатор, можливий значний розігрів каталізатора (розрахункова температура 455°C). У зв'язку з цим передбачений контроль температури каталізатора в метанаторі в декількох точках з сигналізацією максимального її значення (375°C). При досягненні в будь-якій точці каталізатора температури 455°C (блокування по ТА 21 – 25 КН) автоматично закриваються відсікач ЕМУ–8 й засувка ЕМУ–4 на вході газу в метанатор, зупиняється компресор 103– J і закриває клапан НСУ–11 на вході живильної води в підігривач 114–С. Тиск в системі до

метанатору підтримується регулятором РІС–5, що скидає газ на факельну установку 102 – U.

Газ після метанатора охолоджується в теплообміннику 114–С до температури не більше 150°C, нагріваючи при цьому живильну воду котлів до температури 314°C. На вході води в підігрівач 114–С встановлено клапан НСУ–11.

Прилад ТІА–43–20Н сигналізує в ЦПУ про завищення температури газу на вході в підігрівач 114–С.

Подальше охолодження газу до температури 40 – 50°C відбувається в повітряному холодильнику 115–С. Регулювання температури газу проводиться автоматично регулятором ТІСА–32, що змінює ступінь відкриття жалюзі на охолоджуючому повітрі. Прилади ТІА–43–10 і ТІСА –32 сигнализують в ЦПУ про низькі температури повітря, що охолоджує на холодильник і синтез–газу після холодильника. Відділення конденсату від охолодженого газу проводиться в сепараторі 104–F.

Газовий конденсат з сепаратора регулятором рівня ЛІС–26 відводиться у відпарну колонку 103–Е, а газ надходить на компресор синтез–газу 103–J. При підвищенні рівня в сепараторі 104–F до 810 мм спрацьовує блокування LA–23ЕН з зупинкою компресора 103–J. Про зростання рівня в сепараторі 104–F до 660 мм сигналізує в ЦПУ LA–24Н.

Об'ємна частка компонентів в синтез–газі, % після метанірування (в перерахунку на сухий газ):

H_2 – 72 – 78

N_2 – 22 – 28

CH_4 – не більше 2

$CO + CO_2$ – не більше 20 млн⁻¹

Склад газу визначається автоматично газоаналізаторами H_2R –7, CO_2R –8, COR –9, CH_4R –10, що встановлені на виході з сепаратора 104–F.

На колекторі газу після сепаратора 104–F встановлений регулятор тиску PRC–4, що регулює тиск в системі після метанатора шляхом скиду газу на факельну установку 102–U.

При нормальній роботі тиску в системі регулюється регулятором PRC–6 шляхом зміни числа обертів турбіни компресора синтез–газу 103–JT.

При зупинці компресора 103–J блокування PA–515 відкриває клапан PCY–4 до заздальгідь встановленого завдання, через 4 – 5 секунд клапан переходить в управління від регулятора PRC–4.

Для запобігання підвищення тиску в системі на колекторі синтез–газу після сепаратора 104–F встановлені запобіжні клапани SY–22A і SY–22B.

На колекторі синтез–газу після сепаратора 104–F передбачений відбір газу на дозування в сіркоочистник через регулятор FIC–8.

На колекторі синтез–газу після сепаратора 104–F передбачений відбір газу в мережу об'єднання: азотоводнева суміш з тиском 2,3 – 2,5 МПа (23 – 25 кгс/см²) проходить клапан PCY–96, який тримає тиск в колекторі після себе 1,2 МПа (12 кгс/см²) і діафрагму приладу FR–93.

2.5 Синтез аміаку і аміачне охолодження (схема №3)

Суміш свіжого і циркуляційного газів після компресора 103–J тиском не більше 33,6 МПа (336 кгс/см²) з об'ємною часткою аміаку до 5% направляється в аміачний холодильник 117–С для охолодження до температури мінус 10 °С. Сконденсований в газі аміак відділяється у вторинному аміачному сепараторі 126–F.

Про завищенні рівня у вторинному сепараторі 106 до 770 мм або зниженні до 235 мм символізується в ЦПУ ІА–33.

Синтез–газ з об'ємною часткою аміаку не більше 3,5% з сепаратора 106–F направляється в теплообмінник 179–С, де нагрівається до температури 20 – 35 °С, що надходять з повітряного холодильника 180–С газом після колонки синтезу 105–Д. Потім газ підігрівається до температури 141 °С в

теплообміннику 121–С газом, що надходить з колони синтезу. Підігрітий до температури 141 °С газ надходить в колону синтезу 105–Д основним ходом і холодним байпасом. Контроль складу газу, що йде в колону синтезу, здійснюється з аналізної точки –34, змонтованої між теплообмінниками 179–С та 121–С. Звідси ж проводиться відбір газу на аналізатори CH₄R–13 і H₂R – 12.

За конструктивними особливостями теплообмінники 179–С, 121–С, 122–С розраховані на перепад тиску не більше 1,4 МПа (14 кгс/см²) між трубним і міжтрубним просторами.

Для захисту цих теплообмінників від неприпустимого перепаду встановлені запобіжні клапани SY–70А, SY–70В, що підтримують нормальний перепад тиску шляхом перепуску газу. Клапан SY–70А перепускає газ з трубного простору 121–С в міжтрубний простір 179–С, а клапан SY–70В – навпаки.

Крім того, як на колекторі газу, що йде в колону синтезу між теплообмінниками 179–С та 121–С встановлено запобіжний клапан SY–35, що скидає газ в разі підвищення тиску в атмосферу.

Основний потік газу через засувку НС–16 надходить у нижню частину колони синтезу і піднімається по кільцевому зазору між корпусом колони і стінкою каталізаторної коробки в верхню частину колонки, в теплообмінник 122–С.

Проходячи по міжтрубному простору теплообмінника 122–С, синтез–газ нагрівається до 400 °С і надходить на каталізатор першої полиці. Загальний обсяг каталізатора завантаженого в колону синтезу 35,9 м³ розташовується на 4–х полицях. Каталізатором є відновлене промотуване залізо.

Обсяг (маса) каталізатора на кожній полиці:

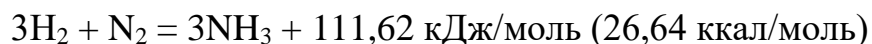
I полиця – 5,83 м³ (15,89 т);

II полиця – 6,80 м³ (18,5 т);

III полиця – 10,70 м³ (29,15 т);

IV полиця – 12,63 м³ (34,39 т).

На каталізаторі протікає реакція синтезу аміаку:



Такий розподіл каталізатора по полицях вироблено з цілю підтримки оптимальної температури на них, зокрема, для запобігання перегріву каталізатора внаслідок екзотермічної реакції синтезу. Для цього ж призначені і холодні байпаси, якими газ подається на полиці повз внутрішнього теплообмінника 122–С. Регулювання витрати газу на полиці по холодним байпасам проводиться за допомогою засувів з дистанційним управлінням НС–7 на I–у полицю, НС–14 – на III полицю, НС–13 – на II полицю, НС–15 на IV полицю відповідно до показань приладів ТІ–6 і ТR–14.

Перепад тиску в колоні, що залежить в основному від стану каталізатора, визначається дифманометром PdI–32. При досягненні перепаду до 1,2 МПа (12 кгс/см²) спрацьовує блокування РА–32ЕН з відкриттям клапана НСУ–29 на байпасі компресора 103–J і закриттям електрозасувки ЕМУ–13 на вході живильної води в підігрівач 123–С.

Після IV полиці газ з температурою не більше 530 °С і об'ємною часткою аміаку не менше 13% по центральній трубі піднімається вгору і входить в трубний простір теплообмінника 122–С, де віддає тепло газу, що йде в колону, охолоджуючись при цьому до температури 328 °С.

Потім газ надходить в трубний простір підігрівача живильної води котлів 123–С, охолоджуючись в ньому до температури 162 °С. Контроль складу газу після колони синтезу проводиться лабораторним аналізом з відбором проб з аналізної точки S–35. Контроль температури газу після колони здійснюється за приладами ТІ–6–37 і ТR–14–11. Дані газу після колони реєструються і контролюються приладами PR–90 і PI–90.

Після підігрівача живильної води 123–С газ надходить в теплообмінник 121–С, де охолоджується до температури 57 °С за рахунок нагріву газу, що йде до колони.

Далі газ охолоджується до температури 40 °С в повітряному холодильнику 180–С і надходить в міжтрубний простір теплообмінника 179–С, де охолоджується до температури 16 – 35 °С, нагріваючи газ, що йде в колону синтезу після сепаратора вторинної конденсації 106–F.

При температурі 16 – 35 °С і тиску не більше 31,5 МПа (315 кгс/см²) в первинному сепараторі 126–F виділяється частина утвореного в колоні синтезу 105–Д аміаку. Відділившийся аміак регулятором рівня ІС–36 відводиться в збірник рідкого аміаку 107–F. Мінімальний і максимальний рівень в сепараторі сигналізується в ЦПУ приладом ІА–35. При зростанні рівня в сепараторі 126–F до 660 мм спрацьовує блокування А–31ЕН з зупинкою компресора синтез-газу 103–J.

Температура газу перед сепаратором 126–F контролюється приладом ТІ–6–9.

Після сепаратора 126–F газ направляється на всмоктування циркуляційного ступеню компресора 103–J.

Таким чином замикається цикл циркуляції газу в системі синтезу.

На лінії всмоктування компресора 103–J перед відсікачем ЕМУ–9 встановлені запобіжні клапани СУ–26А, СУ–26В, змонтовано лінію 6–У–90 з ручною засувкою і лінії 12У–122 з клапаном НСУ–76 для скидання газу на факел в пусковий період.

Після первинного сепаратора 126–F частина циркуляційного газу постійно виводиться з системи з витратою, що забезпечує об'ємну частку інертів (метану аргону) в газі на вході в колону синтезу не більше 13,6%.

Продувний газ надходить в аміачний холодильник 125–С, охолоджується в ньому до температури мінус 23 °С, потім проходить сепаратор 108–F, звільняється в ньому від рідкого аміаку, який регулятором рівня ІС–29 виводиться в збірник рідкого аміаку 107–F.

Газ після сепаратора 108–F через клапани з дистанційним управлінням з ЦПУ (НСУ–8А і НСУ–8В) виводиться в колектор паливного газу.

На лінії видачі продувочного газу після сепаратора 108–F встановлений запобіжний клапан SY–25.

Для аналізу складу продувочного газу на цій же лінії змонтована аналізна точка S–33.

Рідкий аміак з сепаратора 126–F, 106–F, 108–F надходить до збірки рідкого аміаку 101–F. При дроселюванні тиску аміаку з 31,5 МПа (315 кгс/см²) в збірнику 107–F відбувається виділення розчинених в ньому азоту, водню, метану та аргону.

Танкові газу із збірника 107–F, що виділились, направляються в аміачний холодильник 126–С, де охолоджуються до температури мінус 23 °С. Сконденсований аміак стікає в збірник 175–F, звідки через регулятор рівня ІС–42 виводиться в розширювальну посудину 110–F. Танкові газу, які виділились з аміаку через регулятор тиску РІС–27 скидаються в колектор паливного газу.

На збірнику 107–F для запобігання підвищення тиску в ньому встановлені запобіжні клапани SY–28А, SY–28В. Рівень в збірнику 107–F підтримується регулятором рівня ІСА–40 мінімальне і максимальне положення рівня в збірнику сигналізується в ЦПУ приладом ІА–40. Температура в 107–F контролюється по приладу ТІ–6–14.

Рідкий аміак із збірок 107–F і 175–F через регулятори рівнів ІС–42, ІС–40 виділяється в розширювальній посудину 110–F, в якому підтримується тиск не більше 0,6 МПа (6 кгс/см²) і температура 6 – 14 °С.

Частина рідкого аміаку з розширювача 110–F подається на всмоктування насосів 117–J/А для вприскування в синтез–газ перед міжступінчатим холодильником компресора синтез–газу 116–С, холодильником 115–С і холодильником суміші свіжого і циркуляційного газу 117–С.

Велика частина рідкого аміаку з розширювача судини 110–F регулятором рівня в ньому ІСА–43 відводиться в розширювальну посудину 111–F, в якому підтримується тиск до 0,172 МПа (1,72 кгс/см²) і температура

мінус 10 – 14 °С. Інша частина аміаку з розширювача 110–F використовується для охолодження газів в аміачних холодильниках 129–С – міжступінчатому холодильнику компресора синтез-газу 103–J і холодильнику танкових газів 181–С ресивері рідкого аміаку 109–F.

Рідкий аміак в 129–С подається через дрессельовану шайбу RO–10, а в холодильник 181–С – через RO–14.

Тиск парів аміаку в міжтрубному просторі холодильнику 129–С підтримується регулятором тиску PIC–10, скидальним газоподібним аміаком в розширювач 111–F. В лінію газоподібного аміаку після PIC–10 врізана також лінія газоподібного аміаку з холодильника 181–С.

Для запобігання підвищення тиску в лінії газоподібного аміаку після холодильника 129–С перед PCY–10 врізані запобіжні клапани SY–46A, SY–46B, у випадку пошкодження герметичності між трубним і міжтрубним просторами холодильника.

Частина рідкого аміаку з розширювальної посудини 111–F регулятором рівня в ньому ISA–45 відводиться в розширювальну посудину 112–F, де тиск знижується до 1 – 2,5 кПа (0,01 – 0,025 кгс/см²), а температура до мінус 32 °С – (– 34) °С .

Інша частина рідкого аміаку з розширювальної посудини 111–F використовується як холодоагент в холодильнику суміші свіжого і циркуляційного газу 117–С (для вторинної конденсації аміаку), в холодильнику продувних газів 125–С і в холодильнику танкових газів 126–С.

У холодильнику 125–С рідкий аміак подається через дресельну шайбу RO–12, а в холодильник 126–С через RO–13, де випаровується при температурі мінус 32 – мінус 34 °С. Газоподібний аміак з холодильників 125–С та 126–С направляєється в розширювальну посудину 112–F.

Аміачний холодильник вторинного конденсату 117–С працює на принципі термосифонної циркуляції рідкого аміаку з температурою від мінус 10 до мінус 14 °С з поверненням його в посудину 111–F.

Температура циркуляційного газу після холодильника 117–С регулюється засувкою входу рідкого аміаку в 117–С (в пусковий період вентилем на байпасе основної засувки).

Для захисту міжтрубного простору аміачного холодильника 117–С від перевищення тиску вище допустимого в разі порушення герметичності між трубним і міжтрубним просторами його, встановлені запобіжні клапани SU–68A, SU–68B.

З розширювальної посудини 112–F рідкий аміак з температурою мінус (32 – 34 °С) через регулятор рівня в ньому ІСА–47 насосом 109–J/JA відкачується в ізотермічне сховище 1001–F.

Кількість продукційного аміаку вимірюється витратоміром FR–46.

Розширювальні посудини 112–F, 111–F, 110–F приєднані на всмоктуванні I, II та III–ї ступенів аміачного компресора 105–J відповідно, компресор 105–J двокорпусний, триступеневий з приводом від парової турбіни 105–JT. Тиск на всмоктуванні I–го ступеня компресора (в розширнику 112–F) підтримується регулятором FRCA–49 зміною числа обертів турбіни 105–JT.

На всмоктуванні I–го ступеня надходить аміак, випаровався в сховище 1001–F через відсікач ЕМУ–14. Стиснутий в першому ступені до 0,172 МПа (1,72 кгс/см²) газоподібним аміаком з розширювача 111–F надходить на всмоктування другого ступеня компресора.

Після другого ступеня з тиском не більше 0,6 МПа (6 кгс/см²) і температурою не більше 90 °С аміак направляється до міжступінчатого повітряного холодильника 128–С, де охолоджується до 50 °С.

Охолоджений аміак змішується з аміаком з розширювача 110–F і з температурою 13 – 15 °С надходить на всмоктування III–го ступеня корпусу високого тиску.

Тут він стискається до 2,4 МПа (24 кгс/см²) і з температурою не більше 180 °С надходить в повітряний холодильник 127–С.

На нагнітанні III-го ступеня встановлені запобіжні клапани SY-31A, SY-31B перед запірною арматурою, SY-16 після повітряного холодильника 127-C.

Запобіжні клапани і свіча з ручною арматурою передбачені також на більш ширших посудинах: SY-36 (112-F), SY-37 (111-F), SY-38A і SY-38B (110-F).

Перед холодильником 127-C передбачений відбір газоподібного аміаку споживачеві через регулятор витрати FRC-66 не більше 30000 м³/год. Для регулювання необхідної температури газоподібного аміаку після FRC-66 здійснюється впорскування холодного рідкого аміаку через клапан регулятора TICA-20. З нагнітання III-го ступеня (до запірної арматури) проводиться відбір газу для захисту компресора від помпажа через регулятори витрати:

FICA-9 на всмоктування I-го ступеня (в розширювальну посудину 112-F);

FICA-11 на всмоктування II-го ступеня (в розширювальну посудину 111-F);

FICA-45 на всмоктування III-го ступеня (в розширювальну посудину 110-F).

У холодильнику 127-C при температурі не більше 54 °C аміак конденсується і надходить в ресивер аміаку 109-F. Танкові гази з ресивера аміаку 109-F проходять аміачний холодильник 181/C. Аміак, що при цьому виділився стікає в збірник 176-F і через клапан регулятора рівня IC-37 надходить в 110-F, а гази через регулятор тиску PIC-33 скидаються в систему паливного газу.

Рідкий аміак зі збірки 109-F регулятором рівня ISA-39 направляється через клапан «А» в розширювач 110-F, а через клапан «В» в лінію споживача «гарячого» рідкого аміаку ручним задатчиком HC-9. Для регулювання необхідної температури рідкого аміаку споживачеві здійснюється дозування «холодного» рідкого аміаку з лінії нагнітання насосів 109-J/JA, через клапан «В» регулятора ISA-47 ручним задатчиком HC-10. Контроль температури по TI-551-24. Максимальний рівень в 109-F сигналізується ISA-39. Через дросельні шайби RO-47, RO-48, RO-46 зі збірки 109-F передбачена подача

аміаку в антипомпажну лінію першої, другої і третьої ступенів компресора 105–J для зниження температури на всмоктування ступенів компресора (в період пуску при роботі компресора на байпасний режим).

При завищенні рівня в розширниках 112–F, 111–F, 110–F блокування А–39ЕН, А–38ЕН, А–36ЕН відповідно відключає компресор 105–F для захисту останнього від попадання рідкого аміаку.

Для розігріву каталізатора колони синтезу при відновленні і пуску агрегату синтезу аміаку з холодного стану встановлено вогневої підігрівач 102–В. Витрата синтез–газу через вогневий підігрівач визначається по FIA–44. Паливний газ на пальники підігрівача подається через клапан HCU–17. Тиск паливного газу перед пальниками по PSC–40 становить 0,05 – 0,175 МПа (0,1 – 1,75 кгс/см²). Температура змійовиків підігрівача по TIA–43–21, 22 не більше 562 °С.

Продувальні і танкові гази з системи синтезу та охолодження аміаку спалюються в суміші з паливним газом в пальниках первинного риформінгу. Змішання газів проводиться після підігріву паливного газу в конвекційної камері до 150 °С, так як температура суміші не повинна бути нижче 60 °С, щоб уникнути утворення карбонет і карбоматов.

Витрата продувних і танкових газів вимірюється регістром витрати FR–15. Тиск в колекторі продувних і танкових газів підтримується регулятором тиску PIC–44, скиданням надлишку газу на факельну установку 102–U.

На лінії продувних і танкових газів (до кульового крану) встановлені запобіжні клапани SY–39A, SY–39B.

Для забезпечення безаварійної роботи факела передбачається контроль і сигналізація появи розрідження в нижній частині факела, контроль витрати природного газу, що подається в чергові пальники, а також світлозвукова сигналізація максимального і мінімального рівня в сепараторі факела, сигналізація згасання полум'я пальників і контроль і сигналізація підвищення об'ємної частки кисню до 3% в нижній частині стовбура факела.

2.6 Скидання газів з повітряників і запобіжних клапанів

Скидання газів від запобіжних клапанів проводиться в атмосферу через чотири автономних колектора, кожен з яких обладнаний свічкою:

- колектор 14РУ–61 – від запобіжних клапанів, встановлених на сепараторах компресорів 102–J і 103–J;

- колектор 14РУ–64 – від запобіжних клапанів відділення синтезу (гази, що містять аміак);

- колектор 14РУ–50 – від запобіжних клапанів сепаратора неочищеного технологічного газу 102–F;

- колектор 8РУ–70 – від запобіжних клапанів колони 103–E.

Скидання газу через повітряники в пусковий період і аварійних ситуаціях проводиться на факельну установку 102–J за двома колекторами:

- колектор 12У82 – газів, що містять аміак;

- колектор 30У50 – для інших горючих газів.

Скидна труба факельної установки (висотою 45 метрів) обладнана чотирма черговими пальниками інжекційного типу, розташованими по периметру верхньої кромки труби.

Запалювання чергових пальників проводиться розташованим біля основи труби запальним пристроєм (триболітером), в схему якого входять змішувач, п'єзоелектричний іскрогенератор, регулятори тиску паливного газу РСУ–291 і повітря РСУ–292, голчасті вентиля для регулювання витрати паливного газу та повітря до змішувача. Суміш паливного газу і повітря подається зі змішувача триболітера через підводну трубку в зону виходу суміші паливного газу і повітря з чергового пальника (підвідних трубок чотири за кількістю чергових пальників).

При запаленні п'єзометричних іскрогенераторів триболітера полум'я пробігає через підвідні трубки вгору і запалює паливний газ, що подається на чергові пальники. Після запалювання чергових пальників триболітер вимикають.

Для запобігання проскакування полум'я в скидну трубу на виході з неї встановлений молекулярний затвор (вогнеперепинювач).

Щоб уникнути заповнення скидної труби і колекторів повітрям і утворення в них при скиданні газу вибухонебезпечної суміші передбачена постійна подача азоту в торець колекторів з виходом його через скидну трубу факельної установки.

Мінімальна витрата азоту сигналізується в ЦПУ датчиком FA-76 (колектор 30У50), FA-77 (колектор 12У82), FA-91 (колектор 14РУ64) і FA-92 (колектор 14РУ61).

Для відводу виділеного конденсату нижня частина скидної труби обладнана гідрозатвором і змійовиком для обігріву в зимовий час.

У період пуску при планових і позапланових зупинках схемою виробництва аміаку передбачається можливість скиду горючих газів, що містять шкідливості, з окремих ділянок системи.

Збір газів передбачається в два колектора з подальшою подачею газів на факел для спалювання. В один з колекторів підключені скиди газів, що містять аміак (з системи синтезу).

У другій – гази підготовки синтез-газу, що містять вуглекислоту.

Такий поділ скидання передбачено з метою запобігання утворенню карбонатів амонію при контакті з вуглекислотою.

Система скидання газу розділена на 4 групи:

- група I – від ЕМУ-18 до ЕМУ-III (відділення сіроочистки);
- група II – від ЕМУ-11 до ЕМУ-8 (відділення очищення газу);
- група III – від ЕМУ-8 до ЕМУ-5 і 9 (відділення метанування);
- група IV – від ЕМУ — до ЕМУ-9 (відділення синтезу).

Кожна група має системи скидання тиску (газу).

Факельна установка розрахована на максимальні витрата технологічного газу – 292000 м³/год.

У лініях скидання передбачена установка обмежувальних шайб RO, що запобігають скиданню газу в кількостях, перевищуючи розрахункові.

Одноразове скидання газу на факел повинно здійснюватися тільки з однієї групи системи.

Одночасне скидання газу з 4-х, 3-х або 2-х груп не допускається, тому що при цьому загальна витрата газу буде перевищувати розрахунковий. В таблиці 2.2 наведено перелік скидів на факел.

2.7 Технологічна схема видачі та зберігання рідкого аміаку

Отриманий на установці рідкий аміак подається насосами 109–J/JA в лінію 4NH67 в ізотермічне сховище 1001–F місткістю 10000 т і знаходиться в ньому при температурі мінус 30 – 34°C і тиску 3000 – 5000 Па (0,03 – 0,05 кгс/см²) над рівнем рідини. На вході рідкого аміаку у сховищі встановлений відсікач ЕМУ–351 і запірний вентиль.

Передбачена подача рідкого аміаку в верхню частину сховища по лінії 3NH91. Сховище виконано з двох циліндричних обичайок. Простір між обичайками заповнений теплоізоляційним матеріалом – перлитом. У простір між обичайками постійно подається азот. Тиск азоту підтримується в межах 70 – 100 Па (7 – 10 мм вод. ст.) за допомогою "дихальної" ємності 1003–F.

Положення рівня рідкого аміаку в сховищі вимірюється рівнемірами LI– 354, LI–351, а датчик LIA–351 сигналізує граничні положення: мінімум – LIA–351– L–1500 мм, максимум – LIA–351–H–21000 мм.

Рідкий аміак зі сховища 1001–F по лінії 12NH62 через фільтри Т–27А, Т–27В, насосами 1002– J/JA подається в підігрівачі рідкого аміаку п.40, 40А з температурою -30 – (-32)°С і тиском 1,7 – 2 МПа (17 – 20 кгс/см²). Тиск на нагнітанні насосів регулюється клапаном PRCA–211. Граничне положення щодо тиску на нагнітанні насосів 1002– J/JA сигналізуються приладом РА– 221, мінімальне 1,6 МПа (16 кгс/см²), максимальне 2 МПа (20 кгс/см²), а при підвищенні тиску до 2,2 МПа (22 кгс/см²) спрацьовує блокування РА–821 з відключенням насосів.

Таблиця 2.2 – Перелік скидів на факел

№	№ лінії	Призначення скиду, управління скиданням
1.	ІОУ63	1. Скидання азоту під час продування обладнання перед пуском.
		2. Скидання тиску з 103–В при зупинці агрегату і наступною продувкою азотом.
		Управління ручне зі зняттям і установкою заглушки.
2.	8У68 8У66	1. При продувках азотом перед пуском і здачею в ремонт.
		2. При розігріві і наявності режиму сіроочистки при пуску і заміні поглинача.
		3. Для скидання тиску при зупинці агрегату і подальшою продувкою азотом, при необхідності розтину апаратів сіроочищення для заміни поглинача або ремонту.
		Управління ручне зі зняттям і установкою заглушки.
3.	20У74 (ЕМУ–7)	1. Скидання повітря при первісному пуску після монтажу або заміни каталізаторів, розігрів системи: 101–В (трубки риформінгу) – 107–Д–103–Д–101–СА / СВ, 102–С–104–ДА–103–С– йому–7 (скидання на факел).
		При цьому не допускається скидання природного газу на факел з системи сіркоочистки.
		2. Скидання газу під час пуску і налагодження режиму конверсії метану і окису вуглецю на природному газі.
		3. Скидання газу при відновленні каталізатора високої температурної конверсії окису вуглецю.
		4. Скидання газу при видаленні сірки з каталізатора ВТК СО.
Управління дистанційне, арматура з електроприводом.		
4.	20Н72 (ЕМУ–6)	1. Скидання газу після котла–утилізатора другого ступеня 102–С при розігріві конверсії і скидання газу при продувці каталізатора в 104–ДА для видалення сірки.
		Управління дистанційне, арматура з електроприводом.

Продовження таблиці 2.2

5.	16У76 (8У77)	1. Скидання газу перед очищенням при налагодженні режиму процесу конверсії окису вуглецю.
		Управління ручне.
6.	12У81 (РІС–5)	1. Автоматичне скидання газу після очищення, підтримання тиску в системі очищення при налагодженні режиму роботи.
		2. Автоматичне скидання газу при аварійному відключенні метанатора 106–Д.
		Включення автоматичне.
7.	12У84 (РІС–4)	1. Скидання газу при налагодженні режиму процесу метанування.
		2. Автоматичне скидання при зупинці компресора синтез–газу з блокування.
		Включення автоматичне.
8.	1 1/2У12 1 1/2У14	1. Скидання газу при продувці компресора перед пуском і після зупинки на ремонт і період повної зупинки цеху.
		При роботі компресора лінія повинна бути відглушена. Управління ручне зі зняттям і установкою заглушки.
9.	6У90	1. Скидання газу (азот–водневої суміші) при відновленні каталізатора синтезу.
		Управління ручне.
10.	12У122 (НС–76)	1. Скидання газу з системи синтезу при непланових або аварійних зупинках.
		Управління дистанційне.
11.	4У83 (НС–74 від лінії 14SC17)	1. Зниження тиску в атмосферу при зупинці компресора 103–J.
		Управління дистанційне.

Закінчення таблиці 2.2

12.	IУ-15	1. Продування компресора 105-Ж азотом перед пуском і після зупинки на ремонт.
	IУ-16 IУ-17	Управління ручне зі зняттям і установкою заглушок.
13.	2У12	1. Скидання газу в атмосферу під час продування компресора 102-Ж азотом перед і після зупинки на ремонт.
		Управління ручне зі зняттям і установкою заглушки.
14.	1 SC-5	1. Продування лінії 10С-1 в атмосферу азотом перед пуском після зупинки на капітальний ремонт.
		Управління ручне зі зняттям і установкою заглушки.
15.	1 1/2ER7 1 1/2У41	1. Скидання паливного газу від пальників допоміжного котла 101-В та від стельових пальників печі 101-В перед розпалюванням пальників.
		Управління ручне.
16.	4У88 6У88 (PIC-44)	1. Автоматичне скидання газу з колектора паливного газу при підвищеному тиску.
17.	6У-93 6У-94	1. Скидання газу в атмосферу під час продування азотом перед пуском і під час зупинки на ремонт.
		2. При регенерації каталізатора гідросірчистки.
		Управління ручне зі зняттям і установкою заглушки.

При підвищенні тиску після підігрівачів п.40, 40А більше 2,2 МПа (22 кгс/см²) спрацьовує блокування РА–220 з автоматичним закриттям регулюючих клапанів на подачі пару в підігрівач, а при зниженні тиску до 2 МПа (20 кгс/см²) клапани автоматично відкриваються.

Регулюючі клапани на подачі пару в підігрівачі пневматично пов'язані з регулятором TRCA–52, який автоматично (або від ручного управління) підтримує температуру від –5°С до +20°С вихідного рідкого аміаку від підігрівачів.

Підігрітий рідкий аміак від підігрівачів п. 40, 40А видається споживачам через розподільний колектор:

- по лінії 41АМЖ на наливну естакаду корп. 534/1 або на склад рідкого аміаку корп. 518;
- по лінії 42АМЖ на виробництво карбаміду;
- по лінії 43 АМЖ на виробництво азотної кислоти.

Видача аміаку споживачам може здійснюватися по перемишці, минаючи клапан PRCA–211 по лінії 41NH61, минаючи сховище 1001–F, і без включення насосів 1002– J/JA.

Витрата рідкого аміаку споживачам реєструється витратомірами та турбінними лічильниками FR–207, FR–214, FR–352, FR–353.

Для зливу рідкого аміаку після запобіжних клапанів, встановлених на підігрівачах поз. 40, 40А, передбачаються дві лінії N010–АМІ, підключених до аварійного сховища складу корп.513.

По лінії 2NH45 і 4NH86 проводиться скидання рідкого аміаку в сховище 1001–F при вивільненні та заморожуванні трубопроводів, насосів, фільтрів, аміачно–холодильної установки і підігрівачів поз.40, 40А.

Остаточне звільнення трубопроводів, насосів, фільтрів, сховища і аміачно–холодильної установки від газоподібного аміаку здійснюється подачею продувочного азоту і викидів продувних газів на факельну установку 1 1001–U. Запалювання продувних газів або газоподібного аміаку здійснюється полум'ям чергового пальника (спалювання суміші природного

газу з повітрям). На факельної лінії встановлений вогнеперешкоджувач, що запобігає зворотному проходженню полум'я.

При підвищенні тиску в лініях входу рідкого аміаку в сховище 1001–F, нагнітання насосів 1002–J/JA, аміак з цих ліній скидається через запобіжні клапани SY–351, SY–356, SY–357 в сховище 1001–F.

Утворені аміачні пари при дроселюванні рідкого аміаку після насосів 109–J/JA, 1002–J/JA від притоку тепла з навколишнього середовища і за рахунок випаровування аміаку, з верхньої частини сховища 1001–F по лінії 8NH10 відводяться на всмоктування аміачного компресора 105–J, по лінії 6NH124 – на всмоктування аміачних компресорів 101–J/JA.

В таблиці 2.3 представлені норми технологічного режиму.

Санітарно–технічних установок для очищення викидів в атмосферу в цеху немає, за винятком гомогенного очищення, призначеного для очищення від оксидів азоту димових газів печі первинного риформінгу 101–В.

2) Короткі відомості про пристрої для транспортування в розсіювання викидів в атмосферу.

2.1) Викиди димових газів з пускового котла 106–U здійснюються постійно на висоту 30 м/ діаметр вихлопної труби 1,5 м/ турбовентилятор 1 260 м³/хв з тиском 450 мм вод. ст.

2.2) Викиди димових газів з підігрівача 103–В здійснюються постійно на висоту 31,5 м/ діаметр вихлопної труби 1,2 м/ за рахунок природної тяги.

2.3) Викиди димових газів з печі первинного риформінгу і допоміжного котла 101–В здійснюються постійно на висоту 38 м/ діаметр вихлопної труби 4,42 м/ димосмоками продуктивністю 198000 м³/год з тиском, близьким до атмосферного.

2.4) Природний газ подається на висоту 45 м для підтримки горіння чергових пальників.

2.5) Частина вуглекислого газу, яка не йде на виробництво карбїду, викидається в атмосферу в кількості 1 – 35 тис. м³/год на висоті 10 м/ діаметр вихлопної труби 0,42 м.

Таблиця 2.3 – Норми технологічного режиму

Найменування стадії і потоків реагентів	Найменування параметра і одиниці	Номінальне значення або діапазон регулювання допустимими відхиленнями	Межі допустимих значень параметрів
КОМПРЕСІЯ І СІРКООЧИЩЕННЯ ПРИРОДНОГО ГАЗУ			
Природний газ на всмоктування компресора 102–I	Температура, °C Тиск, МПа (кгс/см ²)		мінус 30 – плюс 40 0,7 – 0,8 (7 – 8)
Кутова швидкість турбіни	Сек ⁻¹ (хв ⁻¹)		149,5 – 184,6 (8970 – 11078)
Природний газ на нагнітанні I ступені компресора 102–I	Температура, °C Тиск, МПа (кгс/см ²)		не більше 135 не більше 2,2 (22)
Природний газ на всмоктування II ступеня компресора 102–I	Температура, °C Тиск, МПа (кгс/см ²)		мінус 10 – плюс 49 не більше 2,2 (2)
Природний газ на нагнітанні II ступеня компресора 102–I	Температура, °C Тиск, МПа (кгс/см ²)		не більше 155 не більше 4,5 (45)
Відпрацьований пар з турбіни компресора 102–I на установку конденсації	Температура, °C Вакуум, КПа (мм рт.ст.)		60 – 75 51,9 – 69,9 (390 – 525)
Підшипники турбін і компресора	Температура, °C		не більше 70
Масло на нагнітанні насоса мастила	Тиск, МПа (кгс/см ²)		не більше 0,75 (7,5)

Продовження таблиці 2.3

Азото-воднева суміш в лінію всмоктування компресора 102–І	Витрати, м ³ /годину		5000 – 6500
Газова суміш після підігрівача	Температура, °С Об'ємна частка водню, %		370 – 400 8 – 11
Газова суміш після сіркоочистки	Температура, °С Масова концентрація сірки мг/м ³		360 – 390 не більше 0,5
Димові гази на виході з конвекційної частини підігрівача 103–В	Температура, °С		не більше 350
Опір сіркоочисних апаратів 101–Д, 102–ДА/ДВ	Тиск, МПа (кгс/см ²)		не більше 0,12 (1,2)
КОНВЕРСІЯ ОКИСУ ВУГЛЕЦЮ			
Конвертований газ на вході в конвектор СО І ступеня	Температура, °С		350 – 390
По шарам каталізатора конвектора СО І ступені	Температура, °С		не більше 450
Конвертований газ на виході з конвектора СО І ступеня	Температура, °С Тиск, Па (кгс/см ²) Об'ємна частка СО, %		не більше 450 не більше 0,12 (1,2) не більше 4

Продовження таблиці 2.3

Конвертований газ на вході в конвектор СО II ступеня	Температура, °С		не більше 250
Конвертований газ на виході з конвертора СО II ступені	Температура, °С Тиск, Па (кгс/см ²) Об'ємна частка СО, %		не більше 275 не більше 0,12 (1,2) не більше 0,65
Конвертований газ перед кип'ятильниками розчину "Карсол"	Температура, °С		179 – 90
ОЧИЩЕННЯ КОНВЕРТОВАНОГО ГАЗУ ВІД ДВООКИСУ ВУГЛЕЦЮ РОЗЧИНОМ "КАРСОЛ"			
Конвертований газ на вході в абсорбер 101–ЕА/ЕВ	Витрати, м ³ /годину Температура, °С Тиск, Па (кгс/см ²)		не більше 116000 не більше 90 не більше 2,85 (28,5)
Конвертований газ після абсорберів 101–ЕА/ЕВ	Опір абсорбера Температура, °С Об'ємна частка СО ₂ , %		не більше 0,088 (0,88) не більше 70 не більше 0,1
Розчин "Карсол" на зрошення абсорбера 101–ЕА/ЕВ ("Бідний" потік)	Витрати т/годину Температура, °С Масова частка компонентів, %		200 – 230 60 – 70 Карбонат калію 14 – 20

Продовження таблиці 2.3

Розчин "Карсол" на зрошення абсорбера 101–ЕА/ЕВ ("Напівбідний" потік)	Витрати т/годину Температура, °С Масова частка компонентів, %		800 – 880 95 – 105 Карбонат калію не менше – 8 Бікарбонат калію не менше 10
Розчин "Карсол" на вході в турбіни 107–І АНТ/ВНТ	Температура, °С Масова частка компонентів, %		95 – 105 Карбонат калію не менше – 3 Бікарбонат калію не менше 15
Розчин "Карсол" в кубі регенераторів 102–ЕА/ЕВ	Температура, °С Тиск, Па (кгс/см ²)		не більше 119 не більше 0,07 (0,7)
Парогазова суміш після регенераторів	Температура, °С Тиск, Па (кгс/см ²) Об'ємна частка горючих, %		не більше 102 не більше 0,05 (0,5) не більше 0,1
КАТАЛІТИЧНА ОЧИСТКА КОНВЕРТОВАНОГО ГАЗУ ВІД ОКИСУ ТА ДВООКИСУ ВУГЛЕЦЮ (МЕТАНУВАННЯ)			
Неочищена азото-воднева суміш на вході в метанатор 106–Д	Температура, °С		280 – 320

Продовження таблиці 2.3

Очищена азото-воднева суміш на виході з метанатора	Температура, °С Об'ємна частка CO + CO ₂ хв ⁻¹		не більше 380 не більше 20
КОМПРЕСІЯ АЗОТОВОДНЕВОЇ СУМІШІ І СИНТЕЗ АМІАКУ			
Азотоводнева суміш на всмоктування першої секції компресора 103–І	Температура, °С Тиск, Па (кгс/см ²)		40 – 50 2,3 – 2,5 (23 – 25)
Азотоводнева суміш на нагнітанні першої секції компресора 103–І	Температура, °С Тиск, Па (кгс/см ²)		не більше 160 не більше 5,3 (53)
Азотоводнева суміш на всмоктування другої секції компресора 103–І	Температура, °С Тиск, Па (кгс/см ²)		40 – 55 не більше 5,3 (53)
Азотоводнева суміш на нагнітанні другої секції компресора 103–І	Температура, °С Тиск, Па (кгс/см ²)		не більше 182 не більше 10,1 (101)
Азотоводнева суміш на виході з холодильника 116–С	Температура, °С		40 – 55
Азотоводнева суміш на всмоктування третьої секції компресора 103–І	Температура, °С		3 – 8
Азотоводнева суміш на нагнітанні третьої секції компресора 103–І	Температура, °С Тиск, Па (кгс/см ²)		не більше 143 не більше 22 (220)
Азотоводнева суміш на всмоктування четвертої секції компресора 103–І	Температура, °С		40 – 55

Продовження таблиці 2.3

Азотоводнева суміш на всмоктування циркуляційної ступені компресора 103–I	Температура, °C Тиск, Па (кгс/см ²)		16 – 35 не більше 31,5 (315)
Азотоводнева суміш на нагнітанні циркуляційної ступені компресора 103–I	Температура, °C Тиск, Па (кгс/см ²)		не більше 37,7 не більше 33,6 (336)
Перепад тиску між нагнітанням і всмоктування циркуляційної ступені компресора 103–I	Тиск, КПа (кгс/см ²)		не більше 2,4 (24)
Кутова швидкість турбін	Сек ⁻¹ (хв ⁻¹)		158,33 – 196 (9500 – 11760)
Пар на вході в турбіну	Температура, °C Тиск, Па (кгс/см ²)		460 – 499 10 – 10,5 (100 – 105,5)
Пар проміжного відбору	Температура, °C Тиск, Па (кгс/см ²)		350 – 380 3,8 – 4,2 (38 – 42)
Відпрацьований пар з турбіни компресора на установку конденсації	Температура, °C Вакуум кПа (мм рт. ст.)		65 – 75 51,9 – 69,9 (390 – 525)
Підшипники турбіни і компресора	Температура, °C		не більше 80
Циркуляційний газ на вході в аміачний сепаратор 106–F	Температура, °C		0 – мінус 10

Продовження таблиці 2.3

Циркуляційний газ на вході в колону синтезу 105–Д	Температура, °С Об'ємна частка метану, %		не більше 741 6 – 10
Зона каталізу колони синтезу 105–Д	Температура, °С		не більше 530
Циркуляційний газ на виході з колони синтезу 105–Д	Температура, °С Тиск, Па (кгс/см ²)		не більше 328 не більше 31,5 (315)
Циркуляційний газ на виході з повітряного холодильника 180-С	Температура, °С		не більше 40
Збірник рідкого аміаку 107–F	Температура, °С Тиск, Па (кгс/см ²)		10 – 25 не більше 1,58 (15,8)
Розширювальний посудину 110–F	Температура, °С Тиск, Па (кгс/см ²)		6 – 16 не більше 0,6 (6,0)
Розширювальний посудину 111–F	Температура, °С Тиск, Па (кгс/см ²)		мінус 10 – мінус 14 не більше 0,172 (1,72)
Розширювальний посудину 112–F	Температура, °С Тиск, Па (кгс/см ²)		мінус 32 – мінус 34 1000 – 2500 (0,01 – 0,025)
Корпус з колони синтезу 105–Д (стілки і днище)	Температура, °С		не більше 200
Гази постійної продувки	Витрати, м ³ /годину		не більше 10000

Закінчення таблиці 2.3

Рідкий аміак в ізотермічному хранилище 1001–Е	Витрати, т/годину Температура, °С		Не більше 63 мінус 32 – мінус 34
ОЧИЩЕННЯ ФАКЕЛЬНИХ СКИДІВ			
Азот в колектори факельних скидів (ФА – 76, 77)	Витрати м ³ /годину		не менше 100
Паливний газ на факельну установку	Тиск, Па (мм вод. ст.)		не більше 0,15 (1,5)

2.6) З приміщення компресії через ліхтарі здійснюється викид суміші газу з повітрям в кількості, що дорівнює кількості повітря, що нагнітається припливною вентиляційною системою.

Продуктивність припливної вентиляційної системи становить 125000 м³/год.

2.7) З приміщення компресії ізотермічного сховища через дахові вентилятори на висоті 6 м здійснюється викид суміші аміаку з повітрям в кількості, що дорівнює кількості повітря, що відсмоктується двома витяжними вентиляторами, загальною продуктивністю 6250 м³/год.

В таблиці 2.4 представлено відомості про викиди підприємства. В таблиці 2.5 наведено характеристики твердих та рідких відходів.

2.8 Короткий опис вузлів утворення і каналізації стічних вод

1) Повітря, необхідне для технології, отримують шляхом стиснення атмосферного повітря компресором. У процесі стиснення з повітря виділяється волога, яка відділяється у міжступінчатих сепараторах, а потім в кількості 36 м³/добу скидається в промливневу каналізацію.

2) Для охолодження повітря навколо вентиляторів повітряного охолодження і блоку конденсаторів пара / вакуумвтяжки / в літній період при температурі навколишнього повітря +15° і вище проводиться впорскування частково–знесоленої води в кількості 840 м³/добу, яка скидається в промливневу каналізацію.

3) Для запобігання накопиченню конденсату на турбінах димососів проводиться відсмоктування конденсату через сальники турбін димососів в кількості 12 м³ / добу, який скидається в промливневу каналізацію.

4) Продувальна вода з котлів–утилізаторів в кількості 6 м³/добу скидається у промливневу каналізацію.

Таблиця 2.4 – Відомості про викиди підприємства

Найменування викиду і шкідливої речовин, що з нього виділяється, апарат, діаметр, висота викиду	Кількість джерел викиду	Сумарна об'ємна витрата газів, що викидаються тис.м ³ /год	Тривалість викидів, год/рік	Характеристика викидів			Допустима масова витрата нормованих компонентів шкідливих речовин, що викидають в атмосферу	Сумарна витрата кг/рік
				Температура °С	Склад викидів			
					Найменування показника один.	Значення показника		
Димові гази пускового котла 106–І/ діаметр вихлопної труби 1,5 м, висота – 30 м.	1	17,7	8000	270	O ₂ , мг/м ³	20	0,354	2832
					CO, мг/м ³	280	4,956	39648
					NO ₂ , мг/м ³	160	2,832	22656
Димові гази підігрівача природного газу 103–В/ діаметр вихлопної труби – 1,2 м, висота 31,5 м.	1	15	9000	240	O ₂ , мг/м ³	6	0,09	720
					CO, мг/м ³	280	4,2	33600
					NO ₂ , мг/м ³	160	2,4	19200

Продовження таблиці 2.4

Димові гази печі первинного риформінгу 101–В/ діаметр вихлопної труби – 4,42 м, висота – 38 м	1	260	8000	220	O ₂ , мг/м ³	6	1,56	12480
					CO, мг/м ³	400	104	832000
					NO ₂ , мг/м ³	85	22,1	176800
Природний газ на факельну установку 102–І/ діаметр вихлопної труби 1,2 м, висота – 45 м	1	30	8000		O ₂ , мг/м ³	0,001	0,0036	28,8
					NO ₂ , мг/м ³	0,018	0,0648	518,4
Брудний вуглекислий газ, викидається на висоту 10 м/ діаметр вихлопної труби 0,42 м	1	1+35	Періодично 50		CO ₂ , %	93,6		
					N ₂ , %	0,05		
					Горючі, %	3,35		

Закінчення таблиці 2.4

САНТЕХНІЧНІ ВИКИДИ								
Компресія. Через ліхтарі здійснюється викид суміші газу з повітрям		125		20	NH ₃	0,75		
Ізотермічне сховище. З приміщення компресії через дахові вентилятори на висоті 6 м здійснюється викид суміші повітря з аміаком		6,25		20	NH ₃	0,53		

Таблиця 2.5 – Тверді і рідкі відходи

Найменування відходу та шкідливої речовини у ньому, відділення, апарат	Де скалірується транспорт, тара	Масова витрата кг/тис., м ³	Періодичність утворення	Характеристика відходів			Примітки
				Склад відходів		Фізичні показники	
				найменування показника, одиниці	значення показника		
ТВЕРДІ ВІДХОДИ							
Каталізатор алюмокобальт–молібденовий, сіркоочищення, 101–Д	Тверді відходи на проммайданчик хозцеха		1р/7років	кобальту, % молібдену, %	не менше 4,0 не менше 12,0		
Цинковий поглинач для очищення газів від сірчистих сполук ГИАП–10, сіркоочищення 102–ДА/ДВ	–”–		1р/2+3 роки	цинку, %	не менше 94,0		
Каталізатор парової і вуглекислотної конверсії вуглеводнів в трубчастих печах конверсії метану, 101–В	–”–		1р/2роки	нікелю, % кальцію, % алюмінію, %	26,5±1,5 10,0±2,0 не менше 57,0		

Продовження таблиці 2.5

Каталізатор нікелевий для конверсії газоподібних вуглеводнів, конверсія метану, 103–Д	—”—		1р/4года	нікелю, %	6–9		
Каталізатор залізохромовий середньотемпературний конверсії окису вуглецю 104–ДА.	Тверді відходи на проммайданчик хозцеха		1р/4 роки	залізо, % хрому, %	не менше 87,0 не менше 6,5		
Каталізатор низькотемпературний конверсії окиду вуглецю 104–ДВ.	—”—		1р/2 роки	мідь, % хрому, % цинку, % алюмінію, %	54,0±3,0 14,0±1,5 11,0±1,5 19,5±2,0		
Каталізатор метанування 106–Д.	—”—		1р/7 – 9 років	нікелю, % кальцію, % алюмінію, %	35,0±3,0 10,0±1,0 не менше 47,0		
Каталізатор синтезу аміаку	—”—		1р/7 – 9 років	заліза, % калію, % алюмінію, % кальцію, %	не менше 72 0,8–1,3 3,5–5,2 2,5–4,0		

Закінчення таблиці 2.5

Керамічна насадка / сідла "Інталокс" / , абсорбера 101–ЕА/ЕВ, регенератори 102–ЕА/ЕВ.	В смітник сухих відходів		щорічно				
Активоване вугілля / очищення розчину "Карсол"	—"		1р/5 років				
Силікагель, алюмогель / осушення повітря КИП і CO ₂	—"		щорічно				
РІДКІ ВІДХОДИ							
Газовий конденсат	На установку термічного знезараження відходів к.936 цех хлорбензолу		за наявності				
Відпрацьоване масло турбінне ТП–22, компресорне масло КП–6	На нафтобазу		1р/рік				

5) Ґрунтова вода з підстанції №151 у кількості 184 м³/добу скидається у промливневу каналізацію.

6) При промиванні механічного і вугільного фільтрів відділення очищення "Карсол" / промивка проводиться два рази на рік і триває приблизно 16 годин / промивна вода, що містить механічні домішки, сліди К₂СО₃, У₂О₅, діетанолами / ДЕА / з об'ємом 400 м³ / за весь цикл промивання, скидається в промливневу каналізацію.

7) Зворотна вода з корпусу 543, що подається для охолодження аналітичних точок і в гідрозатвор факела в кількості 120 м³/добу скидається у промливневу каналізацію, а також періодичні продувки з пускового котла 106–І в кількості 3 м³/добу.

8) Всі перераховані вище стоки з промливневої каналізації щодоби в обсязі 363 м³ / в літній період 1203 м³ надходять у відстійники корпусу 542/5.

3 ДОСЛІДЖЕННЯ ТЕХНОЛОГІЙ ЗАХИСТУ НАВКОЛИШНЬОГО СЕРЕДОВИЩА ВІД НЕГАТИВНОГО ВПЛИВУ ПАТ «ДНІПРОАЗОТ»

3.1 Характеристика гіпохлориту натрію та його вплив на людину

Гіпохлорит натрію (натрій хлорноватистий NaOCl) – це неорганічна сполука, натрієва сіль гіпохлоритної кислоти.

У вільному стані дуже нестійка, зазвичай використовується у вигляді стабільного пентагідрату $\text{NaOCl} \cdot 5\text{H}_2\text{O}$ або водного розчину, що має характерний різкий запах хлору і володіє високими корозійними властивостями.

Дана сполука є досить сильним окислювачем, що містить 95,2% активного хлору. Має антисептичну і дезинфікуючу дію. Речовину використовують в якості побутового і промислового відбілювача, засобів очищення і знезараження води, окислювача для деяких процесів промислового хімічного виробництва. В медицині застосовують як бактерицидний засіб та для стерилізації. А також використовують у харчовій промисловості та сільському господарстві. Високі окисні властивості гіпохлориту натрію дозволяють його успішно використовувати для знешкодження різних токсинів.

Гіпохлорит натрію може шкідливо впливати на організм людини. Розчин NaOCl може бути небезпечним при інгаляційному впливі через виділення токсичного хлору (дратівливий і задушливий ефект). Потрапляння гіпохлориту в очі, особливо при високих концентраціях, може викликати хімічний опік або привести до часткової чи повної втрати зору. Побутовий відбілювач на основі NaOCl може викликати роздратування шкіри, а промисловий – серйозні виразки і відмирання тканин. При потраплянні розбавлених розчинів гіпохлориту натрію (3 – 6%) до організму людини може призвести до подразнення стравоходу, ацидозу. Концентрований розчин викликає перфорацію шлунково-кишкового тракту.

Дослідження токсикологічних центрів Північної Америки та Європи показали, що гіпохлорит натрію в робочих концентраціях не викликає серйозних наслідків для здоров'я людини після ненавмисного проковтування або потрапляння на шкіру, незважаючи на високу хімічну активність.

Доведено, що гіпохлорит натрію не є мутагенним, канцерогенним та тератогенним з'єднанням, а також не є шкірним алергеном. Міжнародне агентство, що вивчає властивості раку дослідило, що оброблена гіпохлоритом натрію питна вода не містить людських канцерогенів.

Під час використання гіпохлориту натрію у побуті в навколишньому середовищі речовина розпадається на кухонну сіль, воду та кисень, а також на інші елементи в незначній кількості. Шведський інститут екологічних досліджень зробив висновок, що гіпохлорит натрію не створює екологічних проблем якщо його використовувати в рекомендованій кількості та порядку.

В результаті виробництва гіпохлориту натрію на ПАТ «ДніпроАЗОТ» можливе надходження в атмосферне повітря абсорбційних газів з вмістом хлору.

Для очищення промислових газових викидів від шкідливих газоподібних компонентів можна використовувати різні процеси: абсорбцію, адсорбцію, хімічне перетворення шкідливих газоподібних компонентів в нешкідливі з'єднання.

3.2 Характеристика методу абсорбції

Абсорбція – найбільш поширений процес очищення газових сумішей у багатьох галузях, зокрема, в хімічній промисловості. Абсорбцію широко застосовують для очищення газів від сірководню та інших сірчистих сполук, парів соляної, сірчаної кислот, ціаністих з'єднань, органічних речовин (фенолу, формальдегіду та ін.).

Фізичну суть процесу абсорбції можна пояснити плівковою теорією, згідно з якою можливе утворення рідинної та газової плівки, при умові

зіткнення рідини та газоподібної речовини на поверхні розділу двох фаз. Шляхом дифузії компонент газоповітряної суміші, який розчинний у воді, проникає спочатку через газову плівку, а потім – крізь рідину і надходить всередину абсорбенту.

Процес абсорбції може здійснюватися в апаратах різного типу, в яких забезпечується необхідна поверхня контакту газів, що очищуються, із сорбентом. Як такі пристрої застосовують абсорбційні колони, порожнисті, насадочні, пінні й інші скрубери [9, 16 – 17].

До абсорбентів висувають певні вимоги. Вони повинні мати якомога більшу абсорбційну ємність, високу селективність, невисокий тиск насичених парів і невелику в'язкість, бути термохімічно стійкими, не проявляти корозійної активності, легко регенеруватися, бути доступними і мати низьку вартість.

Абсорбенти, що застосовуються для очищення газів, що відходять, наведені в таблиці 3.1.

Процеси абсорбції проводять в поверхневих, плівкових, насадок, тарілчастих і розпилюючих абсорберах. Установки для абсорбції можуть бути розімкнутими (без регенерації абсорбенту) і циркуляційними (з регенерацією абсорбенту) [10, 18].

Щоб неодноразово використати поглинач, його піддають регенерації, при цьому з нього витягують абсорбтив, який в подальшому реалізують як сировину для інших процесів або цільового товарного продукту.

Також поглинач можуть використати лише одноразово у випадку якщо компонент, який отримали більше не представляє цінності або процес регенерації викликає великі труднощі. Перш ніж його злити у каналізацію, поглинач необхідно обробити.

Цей метод полягає в розділенні газоповітряної суміші на складові частини шляхом поглинання одного або декількох газових компонентів цієї суміші поглиначами, званими абсорбентами, з утворенням розчину.

Таблиця 3.1 – Абсорбенти, що застосовуються для очищення газів, що відходять

Поглинаючі компоненти	Абсорбенти
Оксиди азоту N_2O_3 , NO_2 , N_2O_5	Вода, водні розчини та суспензії: $NaOH$, Na_2CO_3 , $NaHCO_3$, KOH , K_2CO_3 , $KHCO_3$, $Ca(OH)_2$, $CaCO_3$, $Mg(OH)_2$, $MgCO_3$, $Ba(OH)_2$, $BaCO_3$, NH_4HCO_3
Оксид азоту NO	Розчини $FeCl_2$, $FeSO_4$, $Na_2S_2O_3$, $NaHCO_3$, Na_2SO_2 , $NaHSO_3$
Діоксид сірки SO_2	Вода, водні розчини: Na_2SO_3 (18 – 25%), NH_4OH (5– 15%), $Ca(OH)_2$, Na_2CO_3 (15 – 20%), $NaOH$ (15 – 25%), KOH , $(NH_4)_2SO_3$ (20 – 25%), $ZnSO_3$, K_2CO_3 ; суспензії CaO , MgO , $CaCO$, ZnO , золи: ксилідин – вода в відношенні 1:1, диметиланілін $C_6H_3(CH_3)_2NH_2$
Сірководень H_2S	Водний розчин $Na_2CO_3 + Na_3AsO_4$ (Na_2HAsO_3); водний розчин As_2O_3 (8 – 10 г/л) + NH_3 (1,2 – 1,5 г/л) + $(NH_4)_3AsO_3$ (3,5 – 6 г/л); моноетаноламін (10 – 15% – й розчин); розчини K_3PO_4 (40 – 50%), NH_4OH , K_2CO_3 , Na_2CO_3 , $CaCN_2$, натрієва сіль
Оксид вуглецю CO	Рідкий азот; мідно – аміачні розчини $[Cu(NH_3)_m \cdot (H_2O)_n]^+ \cdot COOH^-$
Діоксид вуглецю CO_2	Водні розчини Na_2CO_3 , K_2CO_3 , $NaOH$, KOH , $Ca(OH)_2$, NH_4OH , етаноламінами RNH_2 , R_2NH_4
Хлор Cl_2	Розчини $NaOH$, KOH , $Ca(OH)_2$, Na_2CO_3 , K_2CO_3 , $MgCO_3$, $CaCO_3$, $Na_2S_2O_3$, тетрахлоридметан CCl_4
Хлороводень HCl	Вода, розчини $NaOH$, KOH , $Ca(OH)_2$, Na_2CO_3 , K_2CO_3
З'єднання фтору HF , SiF_4	Вода, розчини Na_2CO_3 , $NaOH$, $Ca(OH)_2$

Схема абсорбційної установки приведена на рисунку 3.1.

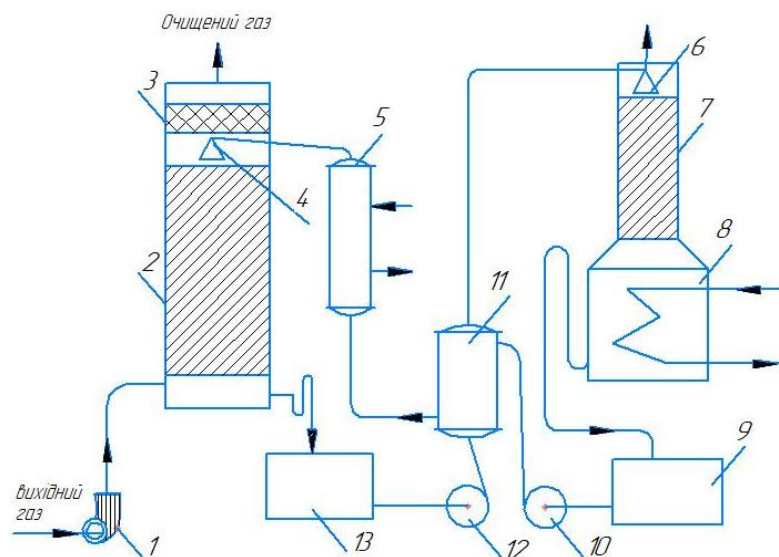


Рисунок 3.1 – Схема абсорбційної установки: 1 – вентилятор (газодувки); 2 – абсорбер; 3 – брызгоотбійник; 4,6 – зрошувачі; 5 – холодильник; 7 – десорбер; 8 – куб десорбера; 9,13 – ємність для абсорбенту; 10,12 – насоси; 11 – теплообменник – рекуператор

Абсорбент повинен бути розчинний в рідині, добре поглинати газ, витримувати температуру та парціальний тиск газу. Зважаючи на те, що розчинність води становить сотні грамів на 1 кг H_2O , для видалення з технологічних викидів газів, таких як аміак, хлористий, фтористий водень, більш доцільно застосовувати в якості поглинальної рідини воду. Так як у сірчистого ангідриду та хлору низька розчинність, витрата води буде значною, тому для поглинання цих речовин застосовують інші рідини або інші методи, наприклад, адсорбцію для концентрування газу і каталітичні методи для перекладу їх в концентровані кислоти, наприклад, сірчану або соляну. У деяких випадках замість води застосовують водні розчини таких хімічних речовин, як сірчана кислота (для уловлювання водяної пари), в'язкі масла (для уловлювання ароматичних вуглеводнів з коксового газу) і ін. [11, 19].

3.3 Розрахунок абсорберів

Технологічний розрахунок абсорбційної установки виконують в декілька етапів.

На першому етапі виконують матеріальні та енергетичні розрахунки і встановлюють умови рівноваги, будують лінію рівноваги і робочу лінію, знаходять число теоретичних ступенів зміни концентрації, визначають необхідність циркуляції розчину, витрата енергії на циркуляцію, встановлюють необхідний ступінь регенерації розчину, витрату енергії на регенерацію і втрати розчину при регенерації.

На другому етапі вибирають конструкції апаратів, розраховують масо- і теплопередачу, гідродинаміку і габарити апаратів.

На третьому етапі уточнюють технологічні параметри і здійснюють оптимізацію процесу.

При проектуванні абсорбера необхідно визначити: діаметр апарату і його висоту, розміри внутрішніх частин (розміри і тип насадки, конструкцію тарілок, число тарілок, пристрої для введення і розподілу рідини), оптимальну швидкість рідини в абсорбері [10, 20].

3.4 Удосконалення системи очищення викидів при виробництві гіпохлориту натрію

Останнім часом в Україні відповідно до нормативних і природоохоронних актів посилені вимоги до якості питної води. Гіпохлорит натрію, в порівнянні з іншими хлоровмістними засобами, є найменш дефіцитним і досить дешевим детоксикантом. Завдяки високій антибактеріальній активності і широкому спектру дії на різні мікроорганізми, гіпохлорит натрію значиться першим у списку замінників хлору, до того ж він значно дешевше і не робить такої сильної корозійної дії на трубопроводи. Вартість гіпохлориту натрію в 2,5–3 рази дешевше рідкого хлору [22–23].

Основні фізико-хімічні і токсичні властивості сировини наведені в таблиці 3.2.

Для очищення газових викидів через вихлопну трубу вентиляторів пропонується використовувати санітарну абсорбційну колону, орошану розчином гідроксиду натрію. У таблиці 3.3 наведені основні фізико-хімічні і токсичні властивості газоподібного їдкого натру, для роботи установки якого необхідно 6832,24 т/рік.

Таблиця 3.2 – Основні фізико-хімічні і токсичні властивості сировини

Найменування	Загальна характеристика	Відносна щільність по повітрю для газів, по воді для рідин, кг/м ³	Токсичні властивості (характер дії на організм людини) і клас небезпеки за ГОСТ 12.1.007–76	ГДК в повітрі робочої зони, мг/м ³
Хлор газоподібний електролітичний ТУ 6–0576661620. 011–90	Об'ємна частка хлору – не менше 95%; об'ємна частка СО ₂ – не більше 2,5%; об'ємна частка Н ₂ не більше 0,5%; масова частка Н ₂ О – не більше 0,02%. Хлор – газ жовто-зеленого кольору з різким запахом, що не пожежонебезпечний, що не вибухо-небезпечний. При утриманні в хлорі більше 5 об'ємно.% Водню газова суміш вибухонебезпечна.	3,21	Токсичний, володіє дратівливою і задушливим дією. 2-й клас небезпеки.	1,0

Рідкі відходи в процесі виробництва гіпохлориту натрію утворюються періодично в збірнику розчину лугу і являють собою розчин натрію хлориду,

що випадає в осад з розчину соди каустичної з масовою часткою NaOH 46%, одержуваного з цеху соди каустичної.

Щоб уникнути накопичення кристалів натрію хлориду в збірнику розчину луку, через кожні 4 циклу виробництва гіпохлориту натрію, до збірки надходить конденсат в кількості 5–10 м³. За допомогою насоса виробляють циркуляцію, після чого розчин натрію хлориду подається насосом в цех соди каустичної для подальшої утилізації .

Таблиця 3.3 – Властивості газоподібного їдкого натру

Найменування	Загальна характеристика	Відносна щільність по повітрю для газів, по воді для рідини, т/м ³	Токсичні властивості (характер дії на організм людини) і клас небезпеки по ГОСТ 12.1.007–76	ГДК в повітрі робочої зони, мг / м ³
Натр їдкий технічний ГОСТ 2263–79	Масова частка їдкого натру не менше 46%. Безбарвна або пофарбована рідина. Чи не вибухо– і не пожежонебезпечний	1,498	Їдка речовина. При попаданні на шкіру викликає хімічні опіки, а при тривалому впливі може викликати виразки і екземи. Сильно діє на слизові оболонки. Небезпечно потрапляння їдкого натру в очі. 2–й клас небезпеки	0,5

Кількісна і якісна характеристика рідких відходів представлена в таблиці 3.4.

Таблиця 3.4 – Кількісна і якісна характеристика рідких відходів

Найменування	Кількість, м ³ /год	Стадія утворення	Куди направляються
Розчин натрію хлориду	560	Підготовка сировини (приготування розчину лугу з масовою часткою NaOH 17–23,5%)	Бак промивних розчинів цеху соди каустичної

3.5 Апарати для абсорбції газових компонентів

Водні розчини хімікатів, які використовують у виробництві (чиста вода та інші поглиначі) зазвичай служать для поглинання газоподібних домішок.

Вибір поглинача в кожному конкретному випадку визначається властивостями по відношенню до компонента, що абсорбується і в основному – умовами рівноваги компонента над поглиначем. Остаточню поглинач вибирають після вирішення питання рекуперації вловлюваного компонента і регенерації поглинача, і подальшого економічного порівняння варіантів [24 – 26].

Поверхнева (плівкова) абсорбція

Поверхнею розділу фаз є дзеркало рідини або поверхня поточної плівки рідини. Ця плівка утворюється на різного роду насадках (трубках, пластинах, кільцях, седлообразно тілах, на механічно рухомих лопатях і ін.).

Барботажна абсорбція

Поверхня розділу фаз утворюється під час руху газу крізь рідину. Газ вдувається в шар рідини за допомогою різних пристроїв, з яких найбільш просте – трубка з відкритим кінцем, занурена в рідину. Промислові

барботажні абсорбери забезпечені перфорованими трубами для подачі газу, перфорованими днищами (тарілками), під які подається газ.

Крапельна абсорбція

Поверхня розділу фаз утворюється розпиленням рідини в рухомому газі на дрібні краплі (різного роду розпилювачами, або розбризкуванням з шару рідини механічними пристосуваннями).

Кожному виду абсорбції відповідають певні апарати, які в свою чергу діляться по конструкції або типу дії. Але один і той же апарат в залежності від режиму може бути віднесений до різних видів абсорбційних систем. Найбільш наочним прикладом може служити насадковий абсорбер, який в залежності від режиму може працювати і як плівковий, і як барботажний.

Поверхневі (плівкові) абсорбери

До цього класу належать абсорбери поверхневі, плівкові і насадки.

Прикладом поверхневого абсорбера можуть служити водні басейни, які поглинають газові компоненти повітря. Поверхнею масообміну в поверхневих абсорберах служить дзеркало рідини. Інтенсивність масопередачі при поверхневій абсорбції мала, тому в даний час апарати, засновані на поверхневій абсорбції, застосовуються рідко.

Плівкова абсорбція протікає в тонкій плівці рідини, що рухається по твердій інертній поверхні. Найчастіше перебіг рідини відбувається під дією сили тяжіння і плівка утворюється на вертикальних поверхнях. Відомі три типи плівкових абсорберів: трубчасті (рідина у вигляді плівки стікає по внутрішній поверхні труб); з листової плоскопаралельною насадкою і з висхідним рухом плівки.

Трубчасті плівкові абсорбери є вертикальними кожухотрубчастими теплообмінниками (рисунок 3.2, а).

По внутрішній поверхні труб зверху стікає поглинач, газ рухається від низу до верху. У міжтрубний простір подається охолоджуючий або нагрітий агент для підтримки необхідної температури при абсорбції. Необхідна умова

нормальної роботи трубчастих абсорберів – рівномірний розподіл рідини по трубах, для чого необхідна ретельна установка апарату по вертикалі. Для подачі рідини на внутрішню поверхню труб використовують спеціальні пристосування.

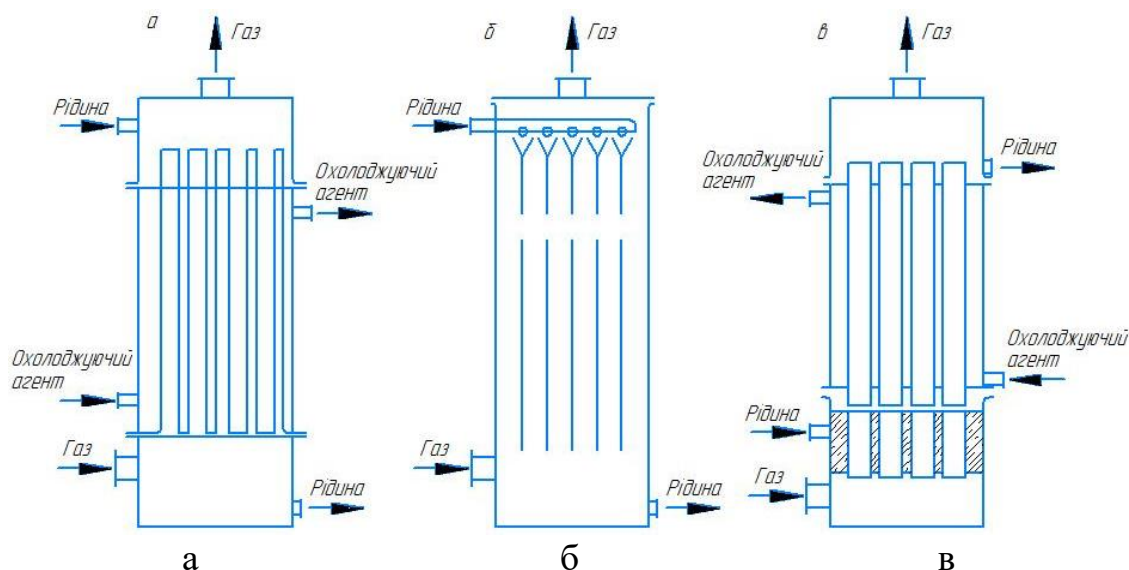


Рисунок 3.2 – Плівкові абсорбери:

а – трубчастий; б – з листової насадкою;

в – одноступінчатий з висхідним рухом плівки

Абсорбери з листової насадкою (рисунок 3.2, б) представляють колону, в якій вертикально закріплена листова насадка зі сталі, азбестоцементних плит, дерева, пластмас, тканини. Листи можуть бути суцільними гладкими, перфорованими, гофрованими поперек і вздовж. Необхідна умова нормальної роботи абсорберів цього типу – ретельна установка пластин і рівномірний розподіл рідини.

Абсорбери трубчасті і з листової насадкою можуть працювати як при прямотоку, так і при протитечії. Швидкість газів у вільному перетині підтримується в межах 2 – 3 м/с. Рідина стікає по насадці під дією сили тяжіння.

Абсорбери з висхідним рухом плівки так само, як і трубчасті, виконується у вигляді кожухотрубчастих теплообмінників і складаються з пучка труб, закріплених в трубних дисках (рисунок 3.2, в).

Принцип дії цих апаратів полягає в тому, що газ, який рухається від низу до верху з великою швидкістю (від 10 до 40 м/с), захоплює рідку плівку вгору. Рідина надходить через щілини в трубах. При виході з трубок рідина відділяється у верхній частині апарату, що використовується як сепаратор.

Насадочні абсорбери

Вони являють собою колони, заповнені насадкою з тіл різної форми. Рідина в основному у вигляді плівки стікає під дією сили тяжіння по поверхні насадки і стикається з газом, що рухається знизу вгору (протитечія) або, рідше, зверху вниз (прямоток). Основна відмінність абсорберів насадок від розглянутих раніше плівкових полягає в тому, що при перетікання рідини з одного елемента насадки на інший плівка рідини порушується і на нижче лежачому елементі утворюється нова плівка. У плівкових же абсорберах, як правило, плівка постійна по всій висоті апарату.

Насадка підтримується ґратами з великим живим перетином. Зрошуюча рідина подається на насадку спеціальним зрошувальним пристроєм. Над шаром насадки часто передбачається пристрій сепаратора для запобігання бризковіднесення.

В якості насадки найбільш часто використовуються хордова (з дерев'яних дощок, поставлених на ребро, з зазорами для проходу газу) і кільця Рашига. Такі кільця невеликих розмірів (діаметром до 50 мм) укріплюють в навалювання, а великі (діаметром від 50 мм і вище) укладають рядами в так звану «регуляторну насадку».

Крім цих насадок, часто зустрічаються ще насадки з металевих сіток, спіралей, стружки. Зрошувальні пристрої повинні забезпечувати рівномірний розподіл рідини по поперечному перерізі колони. Рідина може подаватися струменями і краплями.

Зі зрошувачів, що подають рідину у вигляді струменів, найбільш часто застосовують: дірчасті труби, дірчасті (розподільні) плити, розподільні жолоби, «павуки», пирскавки.

До розбризкуючих зрошувачів, що подають рідину в вигляді крапель, відносяться тарілчасті і багатоконусні зрошувачі, а також обертові розбризкувачі.

Рідина стікає по насадці у вигляді плівки, а також частково провалюється у вигляді крапель і струменів. Газ рухається по звивистих каналах, утворених порожнечами між тілами насадок.

Барботажні абсорбери

Барботажні абсорбери підрозділяються на три основні групи: з суцільним барботажним шаром; із ступінчастим контактом тарілчастого типу; з механічним перемішуванням рідини.

Конструкція найпростішого абсорбера із суцільним барботажним шаром показана на рисунку 3.3.

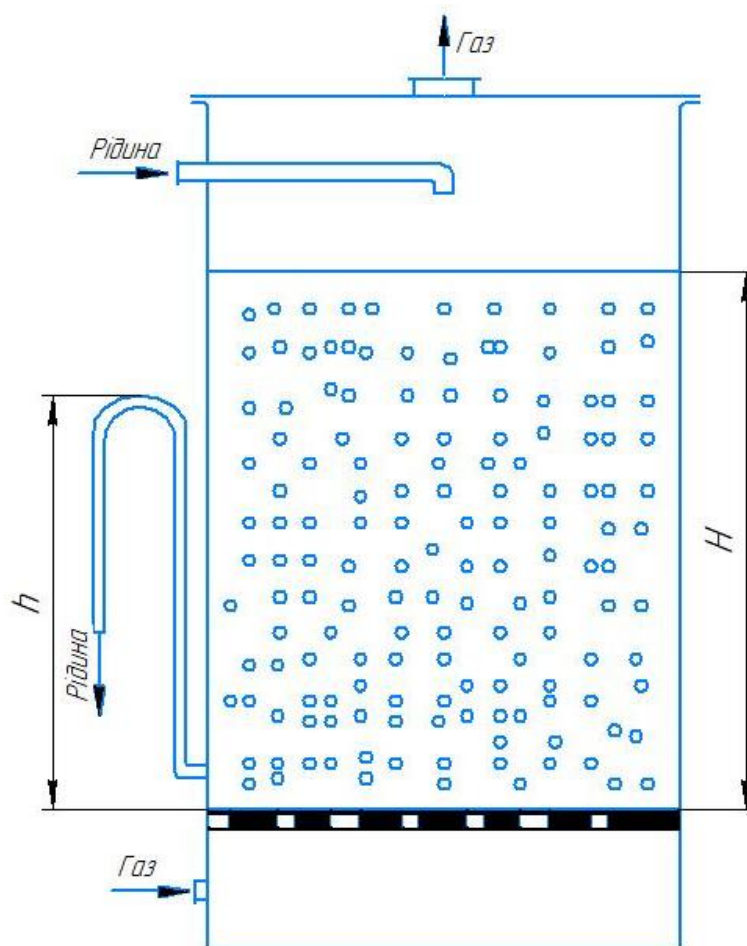


Рисунок 3.3 – Абсорбер із суцільним барботажним шаром

В апаратах цього типу спостерігається перемішування рідини по висоті і рушійна сила по висоті апарату практично однакова. Тому при високих коефіцієнтах масопередачі і розвиненій поверхні контакту фаз ефективність апарату низька і мало залежить від висоти шару піни. Підвищення ефективності спостерігається при зростанні висоти барботажного шару тільки до 50 мм.

Абсорбери із ступінчастим контактом мають в одному корпусі декілька тарілок, розташованих один над одним. На кожній тарілці утворюється барботажний шар і таким чином здійснюється ступінчастий контакт.

Швидкість газу вибирають з таким розрахунком, щоб вона забезпечувала стійку роботу тарілки при деякому можливому інтервалі коливань навантажень. Підвищена швидкість газу сприяє інтенсифікації процесу і зменшенню габариту апарату, проте занадто висока швидкість

призводить до бризковідносу. Відстані між тарілками, а, отже, розмір апарату при підвищених швидкостях доводиться збільшувати.

При визначенні відстані між тарілками враховують:

1) висоту газорідного шару; відстань між тарілками має бути більше величини газорідного шару, щоб уникнути перекидання піни на вище розташовану тарілку;

2) ефективність сепарації бризок і крапель в просторі між шаром піни і вище розташованою тарілкою;

3) нормальну роботу переливу і гідрозатвори для тарілок з переливними пристроями.

Розпилюючі абсорбери

Масопередача в них відбувається при русі крапель в потоці газу. Поверхня контакту фаз утворюється внаслідок розпилення рідини на краплі. Розпилюючі абсорбери можна підрозділити на порожнисті, швидкісні, прямоточні і механічні.

Порожні розпилюючі абсорбери представляють собою пустотілі колони, в яких рухається газ, а рідина подається через розпилювачі, розташовані у верхній частині апарату. Іноді розташовують кілька ярусів розпилювачів на різній висоті. Застосовують також пристрої для відділення рідини від газу перед нижчерозташованими ярусом розпилювачів.

При установці розпилювачів в верхній частині рух газу від низу до верху здійснюється протитечії. Однак насправді ці апарати по ефективності ближче до апаратів з повним змішуванням газу і рідини внаслідок вертикальної циркуляції і перемішування газу. Середня рушійна сила в таких апаратах нижче, ніж з істинним протитоком. При введенні поглинача в кілька ярусів протитечія взагалі відсутня. Відділення рідини від газу перед кожним наступним ярусом розпилювачів дозволяє створити ступінчастий контакт і таким чином організувати протитечію.

Основний недолік порожніх абсорберів – низькі швидкості масопередачі через погане заповнення факела розпорошеної рідини, низьку

швидкість газу, щоб уникнути бризковідносу (до 1 м/сек), низьку середню рушійну силу. Порожні абсорбери погано працюють при низькій щільності зрошення. Витрата енергії на розпилення рідини значна.

Абсорбер розпилюючого типу (АРТ) представляє одну або кілька горловин Вентурі без дифузорів. Рідина розпилюється потоком газу на краплі, які, пройшовши реакційний обсяг, відокремлюються в сепараторі. Швидкість газу в горловині АРТ підтримується приблизно 30 м/сек.

Бесфорсунковий абсорбер Вентурі дозволяє обходитися без насоса для подачі рідини на зрошення. Газ всмоктується в зазор між краєм конфузора і поверхнею рідини, захоплюючи рідину в апарат.

Ударо–розпилюючий абсорбер є колоною з трубами Вентурі, оснащеними внутрішніми перегородками. Такий абсорбер є апаратом із ступінчастим контактом з протитечією газу і рідини по ступенях.

Струменевий газопромивач ефективно застосовується в якості абсорбера. Він займає проміжне положення між порожніми і швидкісними прямоточними розпилюючими абсорберами. За інтенсивності процесу він ближче до швидкісних прямоточних абсорберів, а за принципом організації зрошення (форсунка) – до порожнистих.

Для умов даного підприємства найбільш доцільно використовувати для очищення газів від хлору абсорбер, запропонований Барановим Н.В., Голубєвим А.Н., Дідовим А.С., методом абсорбції хлору чотирьоххлористим вуглецем (рисунок 3.4).

Абсорбер містить складовий корпус 1 з охолоджуваним трубчастим теплообмінником 2 в нижній частині і протитоковою зрошувальною колоною 3 у верхній частині. Хлоровмісний газ подається через патрубок 4 в нижню частину абсорбера, очищений від хлору газ виводиться з верхньої частини абсорбера через патрубок 7. Абсорбент на зрошення протитокової колони 3 подається через патрубок 6, а в абсорбат виводиться з донної частини абсорбера через патрубок 5. Охолоджуваний трубчастий теплообмінник 2

обладнаний центральною циркуляційною трубою 8, а нижче теплообмінника 2 розташована газорозподільна решітка 9.

Технічний результат: зменшення пульсацій і вібрації апаратури, створення рівномірного перебігу процесу А і розподілу концентрацій, а також умов для внутрішньої циркуляції рідкої фази.

При абсорбції хлору чотирьохлористим вуглецем виділяється 65 ккал тепла на 1 кг хлору, тому для абсорбції хлору застосовують охолоджувані абсорбери.

Через патрубок подається абсорбент хлору – чотирьохлористий вуглець на зрошення протитокової колони і повністю затоплюють трубчастий теплообмінник абсорбера. Хлоровмістний газ на абсорбцію хлору подають по патрубку. За рахунок опору газорозподільного пристрою під ним створюється газова подушка і рівномірне закінчення бульбашок газу через всю поверхню ґрат газорозподільного пристрою.

Газонасичена рідина надходить в трубчатку теплообмінника, де відбувається відвід тепла, що виділяється при абсорбції хлору. Утворений розчин хлору в чотирьохлористий вуглець вільно повертається по циркуляційній трубі в нижню частину абсорберу. Частина хлору, що можливо зібрати додатково вловлюється в протivotочній зрошувальній колоні абсорбера хлору. Очищений від хлору газовий потік виводять через патрубок.

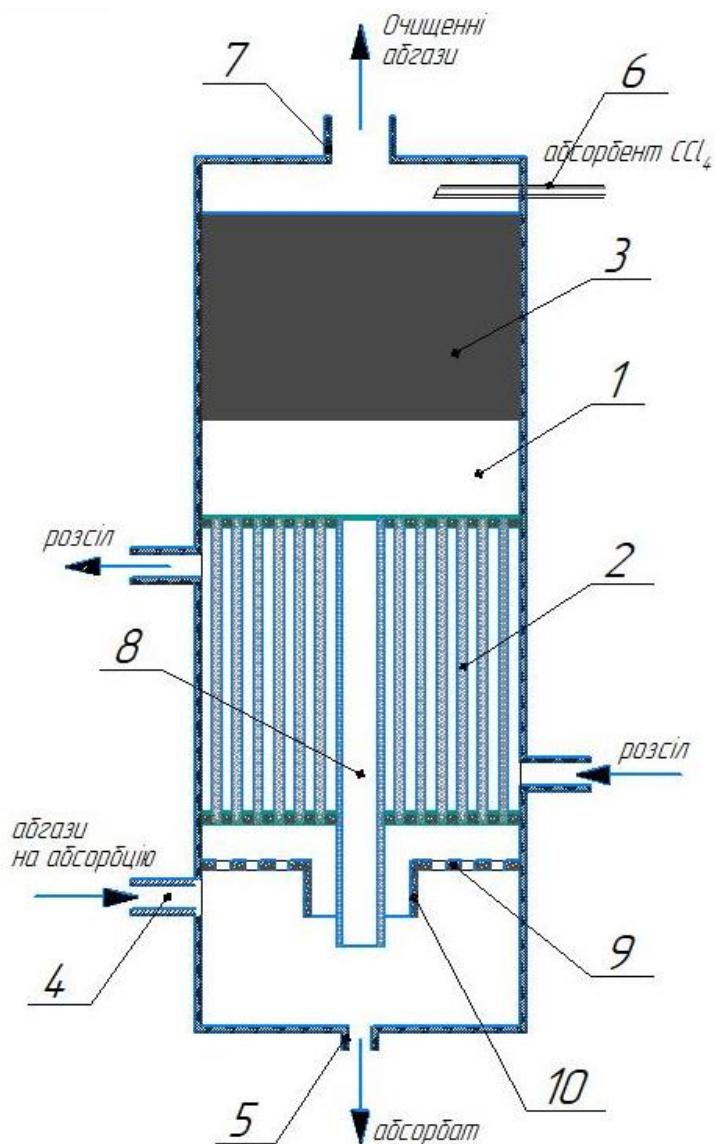


Рисунок 3.4 – Абсорбер хлору:

1 – корпус абсорбера; 2 – трубчастий теплообмінник; 3 – протиточна колона;
 4 – патрубок 2; 5 – патрубок 4; 6 – патрубок 1; 7 – патрубок 3; 8 –
 циркуляційна труба; 9 – газорозподільне пристрій; 10 – гідрозатвор

Отриманий розчин хлору в чотирихлористий вуглець виводять через патрубок і направляють на утилізацію з виділенням абсорбованого хлору в якості цільового продукту. Очищений чотирихлористий вуглець повертають через патрубок на абсорбцію хлору.

Запропонований абсорбер хлору більш надійний в експлуатації, за рахунок вільного руху отриманого розчину хлору в чотирихлористий вуглець

по циркуляційній трубі виключаються великомасштабні пульсації і вібрація апарату, за рахунок розподілу газової фази по всьому перерізу трубчатки теплообмінника створюються рівномірний перебіг процесу і розподіл концентрацій, а також умови організованої внутрішньої циркуляції рідкої фази.

В результаті впровадження на ПАТ «ДніпроАзот» абсорбера як це видно з таблиці 3.5, при середньому ступені очищення газів 99,95%, кількість уловленого хлору складатиме 21,035 кг/рік.

Таблиця 3.5 – Очікуваний ефект від впровадження запропонованих заходів

Газоочистна установка		Викид забруднюючої речовини (Cl ₂)			
метод	абсорбція	до заходів		після заходів	
тип	абсорбер	г/сек	т/год	г/сек	т/год
Середня ступінь очистки, %	99,95	4,38	138,2	0,667	21,035

Таким чином, запропоновані заходи дозволять істотно зменшити кількість хлору, що надходить в атмосферу в результаті виробництва гіпохлориту натрію на ПАТ «ДніпроАЗОТ», це дасть можливість підвищити рівень екологічної безпеки процесу виробництва реагентів на знезараження води і зменшити антропогенний тиск на навколишнє середовище.

4 АНАЛІЗ І ОБГРУНТУВАННЯ ЕКОНОМІЧНОЇ ДОЦІЛЬНОСТІ ВПРОВАДЖЕННЯ РЕЗУЛЬТАТІВ РОБОТИ

Система екологічних нормативів включає:

а) нормативи екологічної безпеки (гранично допустимі концентрації забруднюючих речовин згідно нормативів, гранично допустимі рівні акустичного, електромагнітного, радіаційного та іншого шкідливого впливу на навколишнє природне середовище, гранично допустимий вміст шкідливих речовин у продуктах харчування);

б) гранично допустимі викиди і скиди забруднюючих речовин у навколишнє середовище забруднюючих хімічних речовин, рівні шкідливого впливу фізичних і біологічних факторів.

Законодавством України може бути встановлено нормативи використання природних ресурсів та інші екологічні нормативи. Екологічні нормативи мають відповідати вимогам охорони навколишнього природного середовища і здоров'я людей від негативного впливу забруднюючих речовин. Загальні положення екологічного законодавства більш детально описано в державних стандартах (ДСТУ), що відносяться до підзаконних правових актів. Екологічні стандарти розробляють згідно з вимогами ДСТУ 1.0–93 «Основні положення», ДСТУ 1.2–93 «Порядок розробки державних стандартів», ДСТУ 1.5–93 «Загальні вимоги до побудови, викладу та змісту стандартів» і вводяться в дію в порядку, що встановлено законодавством України [12].

4.1 Поняття і зміст економічної ефективності

Охорона довкілля тісно пов'язана з розробленням та впровадженням комплексу екологічних заходів, що запобігають негативному впливу антропогенної діяльності людини на природу. У широкому розумінні до заходів охорони природи відносять всі види господарської діяльності, які

сприяють зменшенню або усуненню негативного впливу діяльності людини на навколишнє природне середовище. У вузькому розумінні природоохоронні заходи – це вид господарської діяльності, який направлено на вирішення природоохоронних задач. Зазвичай, подібні заходи мають одноцільову направленість, тобто призначені для досягнення однієї конкретної природоохоронної мети. Вони можуть мати на меті наступне: будівництво очисних споруд і приладів; перероблення і утилізацію відходів; рекультивацію земель; протиерозійні заходи тощо.

Природоохоронні заходи повинні забезпечувати:

- дотримання нормативних вимог до якості навколишнього середовища, що відповідають інтересам охорони здоров'я людей і охорони довкілля з урахуванням перспективних змін;

- одержання максимального економічного ефекту від поліпшення стану навколишнього середовища, збереження і більш раціонального використання природних ресурсів [13, 21].

Економічну ефективність природоохоронних заходів можна отримати розрахувавши загальну і порівняльну економічну ефективність, і економічний ефект від впровадження природоохоронних заходів. Економічну ефективність впровадження природоохоронних заходів необхідно розраховувати під час прогнозів і планів економічного і соціального розвитку народного господарства України, окремих областей, планів робіт з охорони навколишнього середовища, територіальних комплексних схем охорони природи та раціонального використання природних ресурсів, генеральних планів забудови міст, при проектуванні, експертизі і здійсненні проектів великих підприємств і споруд, а також об'єктів народного господарства.

Загальну (абсолютну) економічну ефективність природоохоронних витрат можна встановити віднісши повний економічний ефект природоохоронних заходів до їх природоохоронних витрат. Загальна

ефективність природоохоронних витрат визначається на всіх стадіях планування заходів з охорони природи і раціонального використання природних ресурсів по народному господарству в цілому, економічних районах, областях, галузях, міністерствам, відомствам, господарським об'єднанням, при проектуванні природоохоронних об'єктів, а також при оцінці результатів виконання заходів з охорони природи і раціонального використання природних ресурсів.

Також в якості додаткових показників загальної економічної ефективності природоохоронних витрат використовують значення їх екологічної та соціальної ефективності. Екологічна ефективність природоохоронних витрат розраховується віднесенням величин екологічних результатів до їх витратам. Екологічні результати – це різниця показників негативного впливу на навколишнє середовище і показників стану навколишнього середовища до і після проведення заходів. Соціальна ефективність природоохоронних витрат визначається ставленням натуральних показників, що виражають соціальний результат, до витрат, що вимагаються для його досягнення. Соціальний результат визначається за різницею показників, що характеризують зміни в соціальній сфері, що виникають внаслідок здійснення природоохоронних заходів [14, 27].

4.2 Розрахунок економічної ефективності впровадження запропонованих заходів

Розмір шкоди, який заподіяно навколишньому середовищу викидами забруднюючих речовин в атмосферу, можливо розрахувати методом усередненої оцінки збитку за формулою (4.1):

$$Y = \gamma \cdot d \cdot \sigma \cdot \frac{\sum m_i \cdot A_i}{R}, \quad (4.1)$$

де Y – збиток, що завдається навколишньому середовищу викидами забруднюючих речовин в атмосферу (грн/рік);

γ – питомий збиток, що наноситься народному господарству викидом в атмосферу однієї умовної тони забруднюючих речовин, $\gamma = 2,4$ грн/умов. т.

d – безрозмірна константа, з її допомогою враховують кліматичні особливості, значення вибирають в залежності від географічного району, для території України величина становить 1,2.

σ – безрозмірний показник відносної небезпеки забруднення атмосфери над забруднюючою територією, $\sigma = 4$.

m_i – маса річного викиду i -ої домішки (т/рік);

A_i – показник відносної агресивності i -ої домішки (умов.т/т), його значення пов'язане з величиною $\Gamma ДК_{cd_i}$ наступним чином

$$A_i = \frac{1}{\Gamma ДК_{cd_i}}; \quad (4.2)$$

R – коефіцієнт розведення викидів з розглянутого джерела, м²/с.

$$R = \frac{U}{2,5} \cdot (f_0 \cdot H + 20), \quad (4.3)$$

де U – середньорічне значення швидкості вітру, м/с. Якщо величина U невідома, то її приймають рівній 3 м/с.

f_0 – безрозмірна константа, що враховує середньорічне значення різниці температур між навколишнім середовищем і газами (ΔT), її значення вибирають виходячи з умов таблиці 4.1;

H – висота джерела викиду, м.

В таблиці 4.2 наведені кількісні показники шкідливих речовин, що викидаються в атмосферне повітря.

За формулою (4.2) розрахуємо показник відносної агресивності домішок.

Забруднююча речовина

Значення A_i

Хлор

$$A_i = \frac{1}{0,03} = 33,33 \text{ умов.т/т}$$

Таблиця 4.1 – Середньорічні значення різниці температур між навколишнім середовищем і газами

Умови	Коефіцієнт f_0
Холодні викиди ($\Delta T < 10^\circ C$)	1,0
Теплі викиди ($10 < \Delta T < 100^\circ C$)	1,5
Гарячі викиди ($\Delta T > 100^\circ C$)	2,0

Таблиця 4.2 – Кількісні показники шкідливих речовин, що викидаються в атмосферне повітря

Найменування джерела викиду	Найменування викиду	Склад газу	Концентрація забруднюючої речовини, мг/м ³	Викид забруднюючої речовини, т/рік	$ГДК_{сdi}$
Труба 102-І. Діаметр вихлопної труби 1,2 м, висота – 30 м.	Гази абсорбційні	Хлор	1	138,2	0,03

За формулою (4.3) розрахуємо коефіцієнт розведення викидів з розглянутого джерела.

$$R = \frac{3}{2,5} \cdot (2,0 \cdot 30 + 20) = 0,015 \text{ м}^2/\text{с}.$$

За формулою (4.1) розрахуємо розмір шкоди, який заподіяно навколишньому середовищу викидами забруднюючих речовин в атмосферу методом усередненої оцінки збитку.

$$Y = 2,4 \cdot 1,2 \cdot 4 \cdot \frac{138,1 \cdot 33,33}{0,015} = 3535360 \text{ грн/рік}.$$

Після впровадження запропонованих заходів розмір шкоди , який заподіяно навколишньому середовищу становитиме

$$Y = 2,4 \cdot 1,2 \cdot 4 \cdot \frac{21,035 \cdot 33,33}{0,015} = 538496 \text{ грн/рік}$$

Зниження збитку становить 2996864 грн/рік.

4.3 Екологічна політика підприємства

Екологічна політика підприємства опирається на наступні основні принципи:

– дотримання вимог природоохоронного законодавства, нормативних та інших документів в галузі природокористування, охорони навколишнього середовища та екологічної безпеки;

– проведення систематичного моніторингу екологічних аспектів і оцінки їх впливу на навколишнє середовище;

– оцінка ризиків потенційного негативного впливу виробничої діяльності на навколишнє середовище;

– розробка і реалізація заходів щодо раціонального використання природних і сировинних ресурсів, по зниженню викидів в атмосферу, скидів забруднюючих речовин зі стічними водами та утилізації відходів;

– навчання і систематичне підвищення кваліфікації персоналу всіх рівнів з питань забезпечення екологічної безпеки виробництв;

– залучення працівників підприємства в діяльність зі зменшення екологічних ризиків, постійного поліпшення системи екологічного менеджменту, показників в області охорони навколишнього середовища;

– співробітництво в галузі охорони навколишнього середовища із зацікавленими організаціями та громадськістю, відкрите інформування з питань екологічної діяльності підприємства;

– залучення до процесу управління природоохоронною діяльністю підприємства наших споживачів, постачальників і підрядників;

– прояв турботи про здоров'я працівників підприємства шляхом підвищення рівня безпеки при організації роботи з попередження аварійних ситуацій, проведення профілактичних заходів [7].

В результаті розрахунків отримали зниження збитку на 2996864 грн/рік за рахунок впровадження запропонованих заходів, тобто очевидна доцільність використання методу абсорбції чотирихлористим вуглецем для очищення газів від хлору. Наведено екологічну політику підприємства.

ВИСНОВКИ

1. Якість атмосферного повітря в багатьох пунктах спостережень України не відповідає нормативним вимогам. Однією з суттєвих причин порушення нормативних вимог є недостатньо ефективне очищення газів, які викидаються підприємствами в атмосферне повітря.

2. Одним з найбільших забруднювачів атмосферного повітря від хімічної промисловості в Дніпропетровській області є підприємство ПАТ «Дніпроазот». В результаті роботи ПАТ «Дніпроазот» можливе надходження в атмосферне повітря абсорбційних газів з вмістом хлору.

3. Для очищення промислових газових викидів від шкідливих газоподібних компонентів можна використовувати різні процеси: абсорбцію, адсорбцію, хімічне перетворення шкідливих газоподібних компонентів в нешкідливі з'єднання. Для умов даного підприємства найбільш доцільно використовувати для очищення газів від хлору абсорбер методом абсорбції хлору чотирьоххлористим вуглецем.

4. Пропонований абсорбер хлору більш надійний в експлуатації, за рахунок вільного руху отриманого розчину хлору в чотирьоххлористий вуглець по циркуляційній трубі виключаються великомасштабні пульсації і вібрація апарату. За рахунок розподілу газової фази по всьому перерізу трубчатки теплообмінника створюються рівномірний перебіг процесу і розподіл концентрацій, а також умови організованої внутрішньої циркуляції рідкої фази.

5. В результаті впровадження на ПАТ «Дніпроазот» абсорбера зі ступенем очищення газів 99,95% буде досягнуто зниження викидів хлору на 21,035 т/рік.

6. Економічний ефект від впровадження запропонованих заходів складає 2996864 грн/рік. Це свідчить про доцільність впровадження методу очистки.

СПИСОК ДЖЕРЕЛ ПОСИЛАННЯ

1. Мухленко І.П. Основи хімічної технології: підручник для студентів хім.-технол. спец. вузів / І.П. Мухленов, А.Е. Горштейн, Е.С. Тумаркин. – М.: Вища школа, 1991. – 463 с.
2. Родіонов А.І. Техніка захисту навколишнього середовища / А.І. Родіонов, В.Н. Клушин, Н.С. Торочешников. – М.: Хімія, 1989. – 511 с.
3. Юшин В.В. Техніка і технологія захисту повітряного середовища / В.В. Юшин, В.М. Попов, П.П. Кукін. – М.: Вища школа, 2005. – 391 с.
4. Захист атмосфери від промислових забруднень. / Під ред. С. Калверта і Г. Інглунда. – М.: Металургія, 1988. – 758 с.
5. Страус В. Промислове очищення газів / В. Страус [переклад з англ.]. – М.: Хімія, 1981. – 616 с.
6. Регіональна доповідь про стан навколишнього природного середовища в Дніпропетровській області за 2018 рік / Департамент екології природних ресурсів Дніпропетровської ОДА – Дніпро: 2019. – 318 с.
7. Дніпроазот. Сила нового життя [Електронний ресурс]: офіційний сайт АТ Дніпроазот – 2008. URL: <http://www.azot.com.ua/>.
8. Павлов К.Ф. Приклади і задачі по курсу процесів і апаратів хімічної технології / К.Ф. Павлов, Н.Г. Романків, А.А. Носков. – Л.: Хімія, 1984. – 560 с.
9. Методи і засоби захисту біосфери: навч. посібник / М.В. Нечипорук, В.В. Кручина, О.М. Бугаєнко, С.О. Лобов. – Х.: Нац. аерокосм. ун-т ім. М.Є. Жуковського «Харк. авіац. ін-т», 2012. – 51 с.
10. Родіонов А.І. Захист біосфери від промислових викидів. Основи проектування технологічних процесів / А.І. Родіонов, Ю.П. Кузнецов, Г.С. Соловьев. – М.: Хімія, КолосС, 2005. – 392 с.
11. Ветошин А.Г. Технології захисту навколишнього середовища (теоретичні основи): навч. посібник / А.Г. Ветошин, К.Р. Таранцева – Пенза: Вид-во Пенз. технол. інс-ту, 2004. – 249 с.

12. Про затвердження Правил технічної експлуатації установок очистки газу: Закон України від 05.01.2016. URL: <https://zakon.rada.gov.ua/laws/show/z0327-09>.

13. Мельник Л.Г. Екологічна економіка та управління природокористуванням / Л.Г. Мельник, М.К. Шапочка. – Суми: ВТД «Університетська книга», 2005. – 759 с.

14. Економічна ефективність природоохоронних заходів та оцінка економічного збитку, завданого народному господарству забрудненням навколишнього середовища: навч. посібник / Н.В. Нечипорук, В.Н. Кобрін, М.А. Голованова, В.В. Вамболь, В.В. Лебедченко. – Х.: Нац. аерокосм. ун-т ім. М.Є. Жуковського «Харк. авіац. ін-т», 2012. – 88с.

15. Колосков В.Ю. Методичні вказівки до виконання магістерської роботи освітньо-кваліфікаційного рівня магістра за спеціальністю 183 «Технології захисту навколишнього середовища», спеціалізація «Техногенно-екологічна безпека» / В.Ю. Колосков, О.М. Кондратенко – Х.: НУЦЗ України, 2019. – 22 с.

16. Денисов С.І. Вловлювання та утилізація пилю та газів: навч. посібник / С.І. Денисов. – М.: Металургія, 1991. – 320 с.

17. Алієв Г.М.–А. Техніка пиловловлювання та очищення промислових газів: довідник / Г.М.–А. Алієв. – М.: Металургія, 1986. – 544 с.

18. Рамм В.М. Абсорбція газів/ В.М. Рамм. Вид. 2-е, перероблене та доповнене. – М.: Хімія, 1976. – 656 с.

19. Щукина Л.В. Суха очистка запилених газів: навч. посібник/ Л.В. Щукина, А.А. Асламов, Е.В. Подоплелов. – Ангарськ: Вид-во Ангарської державної технічної академії, 2006. – 100 с.

20. Швидкий В.С., Ладигичев М.Г. Очистка газів: довідкове видання / В.С. Швидкий, М.Г. Ладигичев. – М.: Теплоенергетик, 2002. – 640 с.

21. Коренюк П.І., Федулова С.О. Економіка природокористування: навч. посібник / П.І. Коренюк, С.О. Федулова. – Д.: Акцент ПП, 2014. – 274 с.

22. Техноекологія: підручник / М.С. Мальований, В.М. Боголюбов, Т.П. Шаніна, В.М. Шмандій, Т.А. Сафронов.– Львів: Національний університет «Львівська політехніка», 2013. – 424 с.

23. Ветошин А.Г. Процеси та апарати пилоочистки: навч. посібник/ А.Г. Ветошин. – Пенза: Вид-во Пенз. держ. ун-ту, 2005. – 210 с.

24. Клименко М.О., Залеський І.І. Техноекологія/ М.О. Клименко, І.І. Залеський. – Рівне: Національний університет господарства та природокористування, 2010. – 298 с.

25. Клименко М.О., Залеський І.І. Техноекологія: підручник/ М.О. Клименко, І.І. Залеський. – Херсон: ОЛДІ ПЛЮС, 2017 – 348 с.

26. Войцицький А.П. Техноекологія: підручник / А.П. Войцицький, В.П. Дубровський, В.М. Боголюбов. – К.: Аграрна освіта, 2009. – 533 с.

27. Хилько М.І. Екологічна безпека України: навч. посібник/ М.І. Хилько. – К., 2017. – 267 с.